

2070 SP / 466



TUGAS AKHIR
LS 1336)

**AUDIT HEAT BALANCE PADA POWER PLANT
DI PT. INDONESIA POWER, PERAK, SURABAYA**

PSOP
621.402
Luh
01-1
2006



Oleh :

LUHU

NRP. 4299 100 056

PERPUSTAKAAN I T S	
Tgl. Terima	6-9-06
Terima Dari	H
No. Agenda Prp.	226612

**JURUSAN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2006**

LEMBAR PENGESAHAN

AUDIT *HEAT BALANCE* PADA *POWER PLANT* DI PT. INDONESIA POWER, PERAK, SURABAYA

TUGAS AKHIR

(LS 1336)

Diajukan Guna Memenuhi Sebagian Persyaratan
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
Pada
Jurusan Teknik Sistem Perkapalan
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya

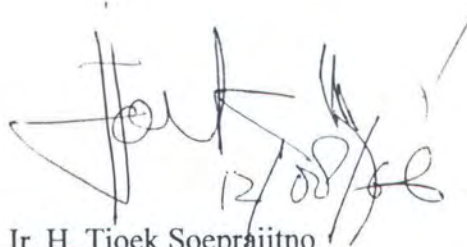
Mengetahui / Menyetujui

Dosen Pembimbing I



Ir. Aguk Zuhdi MF, MEng
NIP. 131 646 637

Dosen Pembimbing II



Ir. H. Tjoek Soeprajitno
NIP. 130 816 215

SURABAYA

2006

LEMBAR PERSETUJUAN DOSEN PENGUJI

AUDIT HEAT BALANCE PADA POWER PLANT DI PT. INDONESIA POWER, PERAK, SURABAYA

TUGAS AKHIR

(LS 1336)

Diajukan Guna Memenuhi Sebagian Persyaratan

Untuk memperoleh Gelar Sarjana Teknik

Pada

Jurusan Teknik Sistem Perkapalan

Fakultas Teknologi Kelautan

Intitut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

Mengetahui / Menyetujui:

1. Ir. Aguk Zuhdi MF, M.Eng
NIP. 131 646 637
2. Ir. H. Tjoek Soeprajitno
NIP. 130 816 215
3. Ir. H. Indrajaya Gerianto, M.Sc
NIP. 131 128 953
4. Ir. Asianto

1.

2.

3.

4.

The block contains four handwritten signatures corresponding to the reviewers listed on the left. The first signature is at the top, followed by a date '12/08/06' and the second signature. The third signature is below that, and the fourth signature is at the bottom. The signatures are written in dark ink on a white background.

SURABAYA

2006



FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN - ITS
JURUSAN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN
KAMPUS ITS KEPUTIH SUKOLILO SURABAYA 60111
TELP. 5994754, 5994251 – 55 PES 1102 FAX 5994754

SURAT KEPUTUSAN Pengerjaan Tugas Akhir LS 1336

Salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik pada Jurusan Teknik Sistem Perkapalan Fakultas Teknologi Kelautan ITS, maka perlu diterbitkan Surat Keputusan Pengerjaan Tugas Akhir yang memberikan tugas kepada mahasiswa tersebut dibawah untuk mengerjakan Tugas Akhir dengan judul dan lingkup bahasan yang telah ditentukan.

Mahasiswa : L U H U
NIM : 4299 100 056
Dosen Pembimbing : 1. Ir. Aguk Zuhdi MF, M.Eng
2. Ir. Tjoek Suprajitno
Tugas Diberikan :
Tugas D diselesaikan :
Tugas Akhir : AUDIT *HEAT BALANCE* PADA *POWER PLANT* DI PT. INDONESIA
POWER


ya,
Jurusan Teknik Sistem Perkapalan
Fakultas Teknologi Kelautan ITS

Widodo Adji, M.Sc
34-879-390

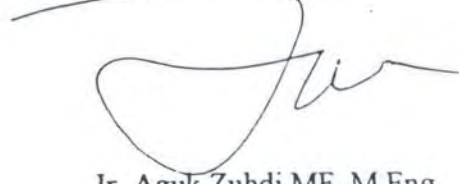
ya,
menerima tugas:
Mahasiswa

Dosen Pembimbing II

Dosen Pembimbing I


U
4299 100 056


Ir. Tjoek Suprajitno
NIP. 130 816 125


Ir. Aguk Zuhdi MF, M.Eng
NIP. 131 646 637

ABSTRAK

Audit *heat balance* atau juga audit energi berperan dalam mengidentifikasi dan menghitung dari banyaknya energi yang digunakan untuk proses serta langkah – langkah penghematan pemakaian energi yang berdampak pada penurunan biaya operasional

Boiler sebagai salah satu pesawat penghasil uap memerlukan kondisi yang baik agar menghasilkan kapasitas uap yang dibutuhkan, namun dalam kenyataannya terjadi kebocoran – kebocoran panas yang dapat mengurangi nilai performance boiler. Agar dapat mengetahui kebocoran – kebocoran panas tersebut diperlukan suatu upaya yang dikenal dengan Audit Heat Balance atau Audit Energi

Dari hasil penelitian didapati bahwa nilai daripada efisiensi plant mengalami penurunan dari 31.2 % menjadi 28.69 %. Sumber – sumber kerugian yang menyebabkan efisiensi plant mengalami penurunan yaitu kerugian yang terjadi di boiler pada *dry exhaust gas* dan kerugian kadar air yang disebabkan pembakaran dari hidrogen didalam bahan bakar.

Langkah – langkah untuk meningkatkan kinerja boiler yaitu dengan menjaga temperatur gas buang yang tidak terlalu tinggi, kebersihan daripada permukaan perpindahan panas dari kerak baik sisi dalam maupun sisi luar serta memelihara kualitas air umpan dan air *make - up*

ABSTRACT

The Heat Balance Audit or Energy Audit has important role in identifying and calculating the amount of energy used for process. It's also important as the steps to economize the usage of energy effects on operational cost reducing

Boiler as one of steam producen tool needs good condition so it can produce steam capacity needed, but in reality, the heat leaks are occurred that can reduce boiler performance value. To know the heat leaks, we need to do heat balance audit or energy audit

From the research result we know that value of plant efficiency that reduce from 31.2 % to 28.69 %. Sources of loss that cause plant efficiency reduced are: loss which is occur at boiler on dry exhaust gas and water degree loss which is caused by burning of hydrogen in the fuel.

The steps for increasing boiler productivity are keeping the temperature of exhaust gas that's not too high, cleanness of heat transfer surface from crust, both on inside and outside, and maintain feedwater quality and make up water.

KATA PENGANTAR

Puji syukur bagi Tuhan Yang Maha Kuasa yang telah melimpahkan Kasih Karunia Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **“AUDIT *HEAT BALANCE* PADA *POWER PLANT* DI PT. INDONESIA POWER, PERAK, SURABAYA ”** sesuai dengan waktu yang telah ditentukan.

Pembuatan dan penyusunan Tugas Akhir ini diselesaikan guna memenuhi salah satu persyaratan kelulusan tingkat sarjana strata satu pada Jurusan Teknik Sistem Perkapalan, Fakultas Teknologi Kelautan, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya.

Dalam kesempatan ini, tidak lupa penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah membantu menyelesaikan tugas akhir ini. Secara khusus penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Ibu Istiyah tercinta, Mas Endik, Mbak Cihon, Runggu dan seluruh keluarga yang telah memberikan dukungan baik moril dan materi terhadap pengerjaan tugas akhir ini.
2. Ir. Aguk Zuhdi MF M.Eng. selaku dosen pembimbing pertama dan Ir. H. Tjoek Soeparajitno selaku dosen pembimbing kedua, yang telah banyak memberikan arahan dan bimbingannya, sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan.
3. Ir. Surjo Widodo Adjie M.Sc., selaku Ketua Jurusan Teknik Sistem Perkapalan, FTK-ITS, Surabaya.

5. Rekan-rekan angkatan '99, khususnya Iman Taufik yang telah banyak membantu.
6. Teman-teman RTB putra dan putri Regu Tambak, keluarga Rovy, dan teman-teman lain yang juga membantu baik dalam doa maupun dalam proses penyelesaian Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih jauh dari kesempurnaan. Penulis harapkan kekurangan tersebut menjadi koreksi agar pada masa mendatang bisa menjadi lebih baik lagi. Semoga tugas akhir ini bermanfaat kepada pembaca pada umumnya, dan kepada diri penulis pada khususnya. Amin.

Surabaya, Juli 2006

LUHU

DAFTAR ISI

	Halaman
HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	ii
SURAT KEPUTUSAN Pengerjaan Tugas Akhir	iv
ABSTRAK	v
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR GAMBAR	xii
DAFTAR TABEL	xiii
BAB I PENDAHULUAN	
1.1. Latar Belakang Masalah	1
1.2. Perumusan Masalah	2
1.3. Tujuan	3
1.4. Manfaat	3
BAB II DASAR TEORI	
2.1. AUDIT ENERGI.....	4
2.1.1. Pengertian Audit Energi	4
2.1.2. Pelaksanaan	4
2.1.3. Langkah Lanjut Audit Energi	6
2.1.4. Tipe-tipe Audit Energi	6
2.1.5. Metodologi Umum Audit Energi	7

2.1.6. Biaya Energi	8
2.2. Siklus Pada Steam Power Plant.....	9
2.3. Prinsip – prinsip Pada Termodinamika.....	11
2.4. Komponen – komponen Pada Steam Power Plant.....	12
2.4.1. Boiler	12
2.4.1.1. Perpindahan Panas Pada Boiler.....	13
2.4.1.2. Perhitungan Efisiensi Boiler	16
2.4.1.3. Pembakaran dan Sistem Pembakaran Boiler	18
2.4.2. Turbin Uap	21
2.4.2.1. Proses Tenaga Uap	21
2.4.2.2. Kerugian Energi Didalam Turbin Uap	22
2.4.2.3. Perhitungan Efisiensi turbin Uap	24
2.4.3. Kondenser	26
2.4.4. Deaerator	28
2.4.5. Feedwater Heater	29
2.4.6. Faktor Pengotoran	32

BAB III METODOLOGI 35

BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

4.1. Data.....	37
4.1.1 Data Desain	38
4.1.2 Perhitungan Feedwater Flow	39
4.2.1 Data Operasional.....	46
4.3 Analisa Data	50

4.3.1. Perhitungan Efisiensi Boiler	50
4.3.2. Analisa Biaya Energi	54
4.3.3. Perhitungan Efisiensi Turbin Uap	54
4.3.4. Perhitungan Efisiensi Plant	57
4.3. PEMBAHASAN	59

BAB V PENUTUP

5.1. KESIMPULAN	62
5.2. SARAN	62

62DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN 1 : BOILER EFICIENCY CALCULATION SHEET

LAMPIRAN 2 : TURBINE EFICIENCY CALCULATION SHEET

LAMPIRAN 3 : DATA LAPANGAN

**LAMPIRAN 4 : GRAFIK HUBUNGAN PENINGKATAN TEMPERATUR
GAS BUANG TERHADAP PENURUNAN EFISIENSI
BOILER**

LAMPIRAN 5 : SATURATION LINE

LAMPIRAN 6: HEAT BALANCE DIAGRAM



DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 2.1. Siklus Steam Power Plant.	9
Gambar 2.2. Siklus Rankine.....	10
Gambar 2.3. Heat Balance Pada Boiler.	15
Gambar 2.4. Heat Balance Pada Turbine.	23
Gambar 2.5. Heat Balance Pada Kondenser	27
Gambar 2.6. Heat Balance Pada Deaerator.	28
Gambar 2.7. Heat Balance Pada Heater.....	31
Gambar 3.1 Flow chart diagram	36

DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 4.1. Efisiensi Boiler	41
Tabel 4.2. Unjuk Kerja Air Preheater.	42
Tabel 4.3. Efisiensi Turbin Uap	46
Tabel 4.4. Efisiensi Plant	47

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan dunia industri sekarang ini semakin pesat, hal ini mengakibatkan kebutuhan akan energi / bahan bakar juga semakin meningkat dan industri merupakan salah satu pengguna energi / bahan bakar yang cukup besar. Namun hal tersebut tidak diimbangi dengan kemampuan pemerintah dalam menyediakan kebutuhan energi / bahan bakar yang ditandai dengan langka / sulitnya bahan bakar. Kecenderungan harga bahan bakar yang semakin meningkat, semakin menipisnya persediaan bahan bakar dan semakin menurunnya efisiensi peralatan industri khususnya *power plant*; kondisi tersebut memaksa kalangan industri, khususnya pada *power plant* melakukan langkah – langkah efisiensi untuk menekan biaya operasional dan meningkatkan efisiensi dari *power plant* tersebut. Oleh karena itu proses audit *heat balance* pada *power plant* sangat diperlukan sebagai upaya peningkatan efisiensi untuk menekan biaya operasional dan meningkatkan efisiensi dari *power plant* tersebut.

Audit *heat balance* berperan dalam mengidentifikasi dan menghitung dari banyaknya energi yang digunakan untuk proses serta langkah – langkah penghematan pemakaian energi yang berdampak pada penurunan biaya operasional. Dengan audit *heat balance* pada *power plant* nantinya akan diketahui besarnya efisiensi, energi yang dibutuhkan untuk proses dan sumber – sumber kerugian energi pada *power*

plant sehingga dapat dilakukan tindak lanjut yang berdampak pada peningkatan efisiensi dan penghematan biaya operasional.

Dengan melihat kondisi diatas, yaitu semakin meningkatnya harga bahan bakar, semakin menipisnya persediaan bahan bakar dan adanya penurunan efisiensi pada *power plant*. Adapun permasalahan yang timbul yaitu perlunya upaya optimalisasi dengan melakukan audit *heat balance* pada *power plant*.

Audit *heat balance* dilakukan dengan mengidentifikasi dan menghitung dari banyaknya energi yang digunakan untuk proses serta langkah – langkah penghematan pemakaian energi yang berdampak pada penurunan biaya operasional. Dengan audit *heat balance* pada *power plant* nantinya akan diketahui besarnya efisiensi, energi yang dibutuhkan untuk proses dan sumber – sumber kerugian energi pada *power plant* sehingga dapat dilakukan tindak lanjut yang berdampak pada peningkatan efisiensi dan penghematan biaya operasional.

1.2 Perumusan Masalah

Bagaimana mengaudit *heat balance* pada *power plant* di PT. Indonesia Power, Perak, Surabaya. Adapun detail permasalahan adalah sebagai berikut:

1. Kerugian energi apa saja yang terjadi pada *power plant* di PT. Indonesia Power, Perak, Surabaya.
2. Berapakah besarnya efisiensi yang terjadi pada *power plant* di PT. Indonesia Power, Perak, Surabaya.

3. Apakah penyebab rendahnya efisiensi pada *power plant* di PT. Indonesia Power, Perak, Surabaya.

1.3 Tujuan

Tujuan penulisan Tugas Akhir ini adalah:

1. Mengidentifikasi sumber – sumber kerugian energi / panas pada *power plant* di PT. Indonesia Power, Perak, Surabaya.
2. Mengetahui atau menghitung efisiensi dari *power plant* di PT. Indonesia Power, Perak, Surabaya.
3. Mencari penyebab penurunan efisiensi.

1.4 Manfaat

Manfaat dari penulisan tugas akhir ini diharapkan dapat dipergunakan sebagai acuan dalam melakukan tindak lanjut dalam menekan kerugian – kerugian yang terjadi.

BAB II

DASAR TEORI

2.1 Audit Energi

2.1.1 Pengertian Audit Energi

Audit energi merupakan langkah awal dalam melaksanakan pencatatan data pemakaian energi, identifikasi sumber – sumber pemborosan energi dan analisis kemungkinan penghematan energi serta pembuatan perhitungan atas langkah – langkah yang diperlukan.

Sebagai langkah awal dalam melakukan konversi energi, audit energi bersifat ringkas dan sederhana, tetapi sudah berisis hal – hal yang memerlukan perbaikan efisiensi. Kekurangan harus dicatat dan ditangani oleh petugas yang bertanggung-jawab untuk dilakukan perbaikan atas kebocoran energi yang disebabkan oleh kurang baiknya peralatan. Hal tersebut dapat dilakukan dari serangkaian pemeriksaan yang dilakukan dan yang diikuti dengan perbaikan secara serentak dan menyeluruh (*Callghan, 1992*).

2.1.2 Pelaksanaan Audit Energi

Dalam pelaksanaannya Audit Energi dibagi menjadi 2 macam, Survey awal dan Analisa Audit energi

- Survey Awal

Proses audit diawali dengan survey awal , yaitu pemeriksaan data – data energi yang dapat diambil dari data pengadaan sumber energi. Dengan Survey Awal tersebut akan menunjukkan kecenderungan pemakaian energi dan biaya yang dikeluarkan untuk energi tersebut.

Dari langkah awal tersebut akan tercermin keuntungan yang didapat jika program penghematan energi dilakukan. Survey awal juga memberikan data konsumsi energi keseluruhan ditinjau dengan data konsumsi energi masing – masing unit dan data pengamatan yang lebih teliti pada unit yang dapat memberikan potensi penghematan energi lebih besar.

- Analisa Audit Energi

Hasil survey awal biasanya berupa data prioritas langkah selanjutnya, yaitu Analisa Audit Energi. Pada tahap ini, analisa teknis tahap masing – masing alat atau system pemrosesan dilakukan dengan teliti. Langkah berikutnya dengan data teknik yang lengkap dari analisa tersebut adalah perhitungan neraca energi untuk mengetahui sumber – sumber kerugian energi pada system dan nilai efisiensi system. Dengan mengetahui Analisa Audit Energi dan Neraca Eenergi, dapat dipastikan ada tidaknya kemungkinan secara ekonomis dari penggantian atau modifikasi peralatan yang diperlukan untuk menentukan kemungkinan penghematan energi secara keseluruhan (*Callghan, 1992*).

2.1.3 Langkah Lanjut Audit Energi

Yang dilakukan setelah Audit Energi adalah membuat profil pemakaian energi dan neraca energi untuk pengembangan konservasi energi yang tepat. Profil pemakaian energi menggambarkan jumlah pemakaian energi untuk fungsi pemakaian yang digunakan berdasarkan jenis bahan bakar. Sedangkan neraca energi menggambarkan nilai efisiensi penggunaan energi serta kebocoran – kebocoran energi tersebut (*Callghan, 1992*).

2.1.4 Tipe – Tipe Audit Energi

Pada umumnya audit energi terbagi dalam tiga katagori yang disebut *walk – through*, *mini – audit*, dan *maxi – audit*.

walk – through : tipe audit ini paling murah dan mengidentifikasi penghematan energi mula – mula. Pemeriksaan visual pada fasilitas digunakan untuk menentukan pemeliharaan dan pelaksanaan peluang penghematan energi ditambah pengumpulan energi untuk menentukan kebutuhan analisa yang lebih mendalam.

mini – audit : tipe audit ini membutuhkan tes dan pengukuran untuk menghitung energi yang digunakan dan yang hilang dan menentukan ekonomi untuk berubah.

maxi – audit : tipe audit ini berisi evaluasi tentang seberapa banyak energi untuk tiap – tiap fungsi seperti proses. Hal ini juga membutuhkan analisa model, seperti simulasi komputer (*Turner, 1986*).

2.1.5 Metodologi Umum Audit Energi

Audit energi dilaksanakan dengan menggunakan symbol – symbol untuk menyatakan berbagai perpindahan energi ke dan dari massa atur, dan suatu konvensi tanda selalu harus diterapkan untuk menyatakan arah berbagai aliran energi. Hal ini yang penting dalam suatu audit energi adalah kemampuan mengenali semua perpindahan energi yang berlangsung serta berbagai perubahan yang terjadi dan menghubungkannya secara matematik dengan wajar.

Sesudah pelaksanaan balans energi, langkah berikutnya adalah pengumpulan informasi lain secukupnya untuk menciutkan persoalan menjadi sebuah persamaan dengan sembarang. Informasi ini dapat berupa berbagai persamaan tingkat keadaan, informasi mengenai hakekat proses, atau informasi lain yang diperoleh dari penerapan prinsip kelestarian massa, hukum Newton atau berbagai prinsip fundamental lainnya terhadap system. Sangat penting membuat suatu sketsa yang baik dari system yang dianalisa lengkap dengan semua suku energinya yang relevan. Sketsa yang baik sangat berharga untuk merumuskan pemikiran mengenai proses yang berlangsung, untuk menjaga konsistensi meliputi seluruh analisa, dan untuk menemukan berbagai langkah yang harus diambil untuk menyelesaikan analisa.

Metodologi umum bagi analisa balans energi adalah sebagai berikut:

1. Mendefinisikan sistem dengan teliti dan lengkap dengan menunjukan batas – batasnya di dalam suatu sketsa.
2. Menulis daftar idealisasi yang relevan

3. Menunjukkan berbagai aliran energi yang akan diikutsertakan dalam balans energi dan mencantumkan tanda bagi berbagai aliran energi tersebut pada sketsa sistem
4. Membuat sketsa pernyataan proses
5. Menuliskan balans energi dengan menggunakan simbol – simbol yang tampil pada sketsa sistem.

2.1.6 Biaya Energi

Langkah pertama yang penting untuk mengetahui penggunaan energi dan mengendalikan biaya energi adalah menentukan biaya per unit dari berbagai bentuk energi, misalnya biaya energi dalam bentuk uap. Untuk mengetahui biaya energi yang dikeluarkan dalam operasi boiler diperlukan analisa biaya. Analisa biaya berdasarkan atas kapasitas uap yang dibangkitkan atau dihasilkan terhadap nilai efisiensi dari boiler (*Turner, 1986*).

Analisa biaya energi tersebut dirumuskan

$$Ec = Ld * \frac{1}{\eta B} * Cost \quad (2.1)$$

dimana: E_c = biaya energi

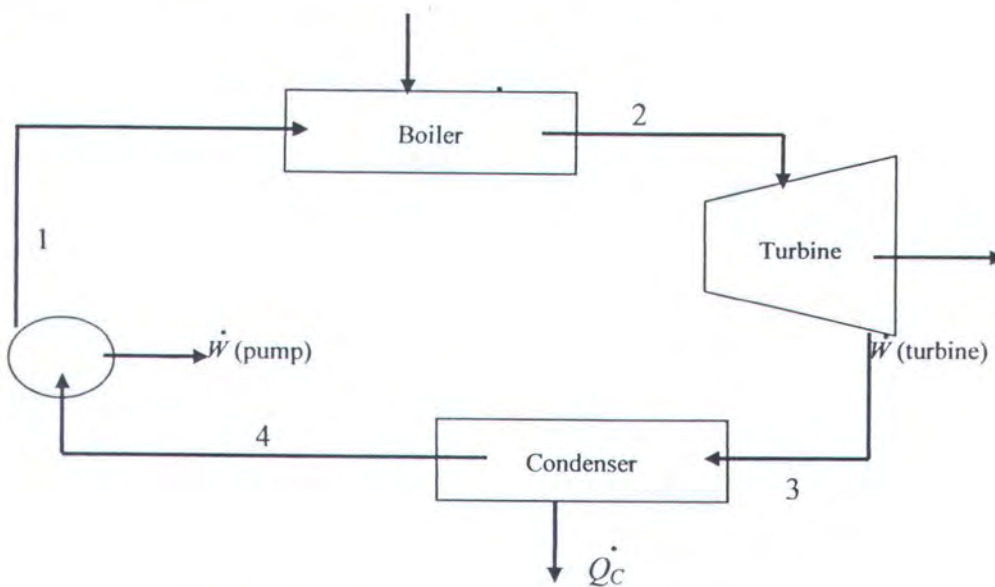
L_d = kapasitas uap yang dihasilkan

ηB = efisiensi boiler

$Cost$ = harga bahan bakar

2.2 Siklus pada *Steam Power Plant*

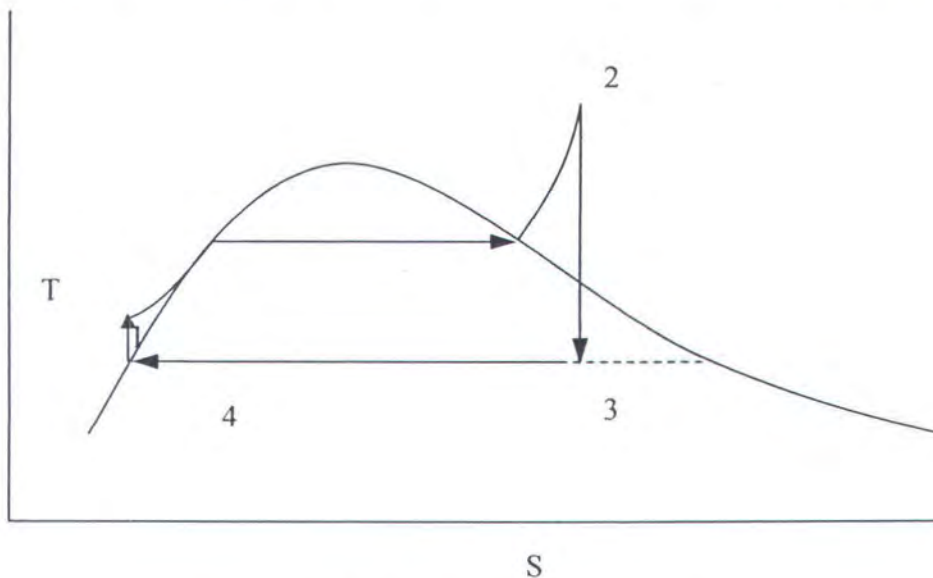
Pada gambar dibawah ini menunjukkan proses aliran sederhana dimana uap yang dihasilkan dalam boiler diperlukan oleh turbin untuk menghasilkan kerja. Aliran yang keluar dari turbin melewati kondensor dimana aliran itu dipompa kembali ke boiler. Daya yang diproduksi oleh turbin lebih besar dari yang diperlukan oleh pompa dan output daya bersih sama dengan selisih antara kecepatan input panas dalam boiler \dot{Q}_m dan kecepatan penolakan panas dalam kondensor \dot{Q}_c



Gambar 2.1 Siklus *Steam Power Plant* (El- Wakil, 1992).

Siklus yang digunakan pada umumnya untuk *Steam Power Plant* adalah Siklus Rankine, seperti yang digambarkan dibawah ini. Pertama, langkah pemanasan $1 \rightarrow 2$ berjalan dengan baik sampai melebihi penguapan, sehingga untuk

memproduksi uap yang sangat panas. Kedua, langkah pendinginan $3 \rightarrow 4$ membawa kondensasi lengkap, menghasilkan cairan tersaturasi untuk dipompa ke boiler.



Gambar 2.2 Siklus Rankine (*El – Wakil, 1992*).

Siklus Rankine terdiri dari 4 langkah yang ditunjukkan pada gambar dan dijelaskan sebagai:

$1 \rightarrow 2$ Proses pemanasan dengan tekanan konstan. Jalur yang ada di sepanjang isobar (tekanan boiler), dan terdiri dari 3 bagian, yaitu pemanasan dari air sampai temperatur saturasinya, penguapan pada temperatur dan tekanan konstan, dan pemanasan tinggi dari uap sampai temperatur di atas temperatur saturasinya.

$2 \rightarrow 3$ Ekspansi adiabatik (isentropik) reversibel dari uap dalam turbin menuju tekanan kondenser. Jalur yang umumnya memotong kurva saturasi menghasilkan gas buang yang mengandung air. Namun pemanasan tingkat tinggi yang dicapai pada

langkah 1 → 2 menggeser jalur cukup jauh ke kanan pada gambar, dimana kandungan embun tidak terlalu besar.

3 → 4 proses dengan suhu dan tekanan konstan dalam kondensor untuk menghasilkan cairan tersaturasi pada titik 4.

4 → 1 pemompaan adiabatik (isentropik) reversibel dari cairan terkondensasi sampai ke takanan boiler (*El- Wakil, 1992*).

2.3 Prinsip – Prinsip Termodinamika

Rancangan sistem pembangkit tenaga listrik diawali dengan penerapan beberapa prinsip – prinsip dasar teknik yang disebut Hukum I dan II Termodinamika. Hukum – Hukum Termodinamika memberikan suatu metode kuantitatif untuk melihat proses – proses berikut yang mana benda kerja seperti uap dan udara, beberapa fungsi – fungsi kerja.

Hukum I dan II termodinamika memberikan hubungan dasar untuk sebuah analisa siklus *power plant*.

Hukum I termodinamika ditunjukkan dalam persamaan berikut:

$$\sum \Delta m_i h_i - \sum \Delta m_e h_e + \Delta Q_{cv} - \Delta W_{cv} = \Delta(mu)_{cv} \quad (2.2)$$

dimana: ΔQ_{cv} = panas yang dipindahkan ke volume control (cv)
 ΔW_{cv} = kerja yang dihasilkan volume control (cv)
 $\sum \Delta m_i h_i$ = entalpi yang konveksikan kedalam volume control

$\sum \Delta m_e h_e$ = entalpi yang dikonveksikan dari volume control oleh aliran massa

$\Delta(mu)_{cv}$ = perpindahan energi dalam pada volume control (cv)

Hukum II termodinamika ditunjukkan dalam persamaan berikut:

$$\sum \Delta m_i s_i - \sum \Delta m_e s_e + \sum \frac{\Delta Q_{cv}}{T} + \sum \Delta \sigma = \Delta(ms)_{cv} \quad (2.3)$$

dimana: $\sum \frac{\Delta Q_{cv}}{T}$ = penambahan entropi oleh perpindahan panas

$\sum \Delta \sigma$ = penambahan entropi

$\sum \Delta m_{isi}$ = *entripy associated* dengan aliran massa masuk volume kontrol

$\sum \Delta m_{ese}$ = *entropy associated* dengan aliran massa meninggalkan volume kontrol

$\Delta(ms)_{cv}$ = perubahan entropi pada volume control

2.4 Komponen – Kompone Pada *Steam Power Plant*

2.4.1 Boiler

Boiler adalah suatu kombinasi antara sistem – sistem peralatan yang dipakai untuk terjadinya perpindahan panas radiasi dan konveksi energi termal gas – gas hasil pembakaran ke fluida kerja yaitu air. Sifat perpindahan panas yang terjadi adalah pertama, perpindahan sub dingin dimana panas yang diterima digunakan untuk

menaikkan temperatur hingga mencapai temperatur cair jenuh. Kemudian mengalami proses kedua yaitu pendidihan dengan konveksi paksa, dimana terjadi proses *boiling*. Fluida kerja air secara bertahap menjadi fluida uap dan akhirnya menjadi uap jenuh. Pada tahap kedua ini tidak terjadi kenaikan temperatur. Panas yang diterima seluruhnya digunakan untuk terjadi perubahan fasa. Apabila diperlukan, pemanasan dapat dilanjutkan dari uap jenuh menjadi uap super panas.

2.4.1.a Perpindahan Panas pada Boiler

Panas yang dihasilkan dari pembakaran bahan bakar dan udara yang berupa api dan gas asap dipindahkan kepada air, uap ataupun udara melalui bidang yang dipanaskan atau heating surface pada suatu instalasi boiler dengan 3 cara, yaitu: Radiasi, Konveksi dan Konduksi

1. Perpindahan panas secara Radiasi

Perpindahan panas secara radiasi adalah perpindahan panas antara suatu benda ke benda yang lain dengan jalan melalui gelombang – gelombang elektromagnetik tanpa tergantung kepada ada atau tidak adanya media diantara benda yang menerima pancaran panas tersebut.

Molekul – molekul api yang merupakan hasil pembakaran bahan bakar dan udara akan menyebabkan terjadinya gangguan keseimbangan elektromagnetis terhadap media yang disebut aether (materi bayangan tanpa bobot yang mengisi ruangan). Sebagian panas yang timbul dari hasil pembakaran tersebut diteruskan ke

aether yang kemudian direskan kepada bidang yang akan dipanasi yaitu dinding atau pipa ketel.

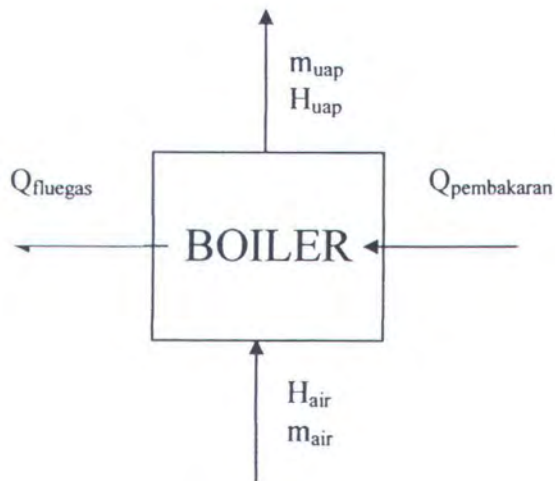
2. Perpindahan panas secara Konveksi

Perpindahan panas secara Konveksi adalah perpindahan panas yang dilakukan oleh molekul – molekul suatu fluida. Molekul – molekul fluida tersebut dalam gerakannya melayang – layang kesana kemari membawa sejumlah panas. Pada saat molekul fluida tersebut menyentuh dinding atau pipa ketel maka panasnya dibagikan sebagian kepada dinding atau pipa ketel, sedangkan sebagian lagi dibawa molekul pergi. Gerakan – gerakan molekul yang melayang – layang tersebut disebabkan karena perbedaan temperatur didalam fluida itu sendiri. Dalam gerakannya, molekul – molekul api tersebut tidak perlu melalui lintasan yang lurus untuk mencapai dinding bidang yang dipanasi.

3. Perpindahan panas secara Konduksi

Perpindahan panas secara konduksi adalah perpindahan panas dari suatu bagian benda padat ke bagian lain dari benda padat yang sama atau dari benda padat yang satu ke benda padat yang lain karena terjadinya fisik tanpa terjadinya perpindahan panas molekul – molekul dari benda padat itu sendiri.

Didalam dinding ketel, panas akan dirambatkan oleh molekul – molekul dinding ketel sebelah dalam yang berbatasan dengan api, menuju ke molekul – molekul dinding ketel sebelah luar yang berbatasan dengan air. Perambatan tersebut menempuh jarak terpendek (*Setyardjo, 1993*).



Gambar 2.3 Heat balans pada Boiler

Heat balans pada boiler adalah sebagai berikut:

$$(m_{uap} * h_{uap}) - (m_{air} * h_{air}) = \eta_{boiler} (Q_{pembakaran} - Q_{fluegas}) \quad (2.4)$$

Dimana:

m_{uap} = laju massa uap yang meninggalkan boiler (kg/jam)

h_{uap} = entalpi uap yang meninggalkan boiler (kJ/kg)

m_{air} = laju massa air umpan yang masuk ke boiler (kg/jam)

h_{air} = entalpi air umpan yang masuk ke boiler (kJ/kg)

η_{boiler} = efisiensi boiler

$Q_{pembakaran}$ = panas yang diberikan ke boiler dari hasil pembakaran (kJ/jam)

$Q_{fluegas}$ = panas yang meninggalkan boiler melalui fluegas (kJ/jam)

2.4.1.b Perhitungan Efisiensi Boiler

Untuk menentukan efisiensi boiler dapat menggunakan metode langsung maupun metode tidak langsung. Pada metode langsung, efisiensi boiler dilakukan dengan cara menjumlahkan panas total dari fluida kerja dibagi dengan panas yang dihasilkan dari pembakaran. Persamaan yang digunakan adalah :

$$\eta_B = \frac{W_s * (H_s - H_f)}{W_f * HHV} \quad (2.5)$$

dimana : W_s = laju feed water yang masuk boiler (kg/jam)

H_s = enthalpi uap yang keluar dari boiler (kcal/kg)

H_f = enthalpi air umpan yang masuk boiler (kcal/kg)

W_f = laju bahan bakar (kg/jam)

HHV = nilai panas bahan bakar (kcal)

Pada umumnya perhitungan efisiensi boiler dibuat berdasarkan metode tak langsung (kerugian panas). Pada sistem ini dianggap bahwa energi masukan bahan bakar total dan dipindahkan ke fluida kerja ataupun hilang dengan berbagai cara. Kerugian – kerugian tersebut adalah kerugian panas koreksi harga asam, kerugian panas *dry gas*, kerugian panas kadar air yang disebabkan pembakaran dari hidrogen didalam bahan bakar, kerugian panas adanya kadar air didalam udara, kerugian uap yang digunakan untuk pengabutan bahan bakar dan kerugian perpindahan panas dan konveksi (*Dukelow, 1995*).

- Kerugian panas koreksi harga asam

$$Q_{q_1} = B b_{12} / HHV / H h_6 \times 10^2 \quad (2.6)$$

dimana : Bb_{12} = Acid corrected value (kcal / kg)

HHV = high heating kalori value (kcal /kg)

Hh_6 = heat credit ratio

- Kerugian panas karena *dry exhaust gas*

$$Qq_2 = Ee_{16} \times 0.24 \times (Ii_6 - Aa_1) \times 10^{-4} / Hh_6 \quad (2.7)$$

dimana : Ee_{16} = dry gas at AH inlet (kg/ 10^6 kcal)

Ii_6 = uncorrected gas temperature at AH outlet (C)

Aa_1 = ambient temperature (C)

Hh_6 = heat credit ratio

- Kerugian adanya hadar air dalam bahan bakar

$$Qq_5 = Ee_8 \times Qq_4 \times 10^{-4} / Hh_6 \quad (2.8)$$

dimana : Ee_8 = moisture in fuel (kg/ 10^6 kcal)

Qq_4 = enthalpy different (kcal /kg)

Hh_6 = heat credit ratio

- Kerugian kadar air yang disebabkan pembakaran dari hidrogen didalam bahan bakar

$$Qq_6 = Ee_9 \times Qq_4 \times 10^{-4} / Hh_6 \quad (2.9)$$

dimanan: Ee_9 = moisture from hydrogen (kg/ 10^6 kcal)

Qq_4 = enthalpy different (kcal/kg)

Hh_6 = heat credit ratio

- Kerugian panas adanya kadar air didalam udara pembakaran

$$Qq_7 = Ee_{14} \times 0.46 \times (Ii_6 - Aa_1) \times 10^{-4} / Hh_6 \quad (2.10)$$

dimana : Ee_{14} = moisture in air (kg/ 10^6 kcal)

Ii_6 = uncorrected gas temperature at AH outlet (C)

Aa_1 = ambient temperature (C)

Hh_6 = heat credit ratio

- Kerugian uap yang digunakan untuk pengabutan bahan bakar minyak

$$Qq_8 = Ee_{11} \times (Jj_9 - Jj_{11}) \times 10^{-4} / Hh_6 \quad (2.11)$$

dimana : Ee_{11} = moisture from burner atomizing steam (kg/ 10^6 kcal)

Jj_9 = saturated steam enthalpy at drum (kcal /kg)

Jj_{11} = feedwater enthalpy at drum inlet (kcal/kg)

Hh_6 = heat credit ratio

Dari kerugian – kerugian diatas maka efisiensi boiler dapat diketahui:

$$\eta B = (100 - \sum \text{kerugian})\% \quad (2.12)$$

2.4.1.c Pembakaran dan Sistem Pembakaran Boiler

Pada pembakaran yang baik diperlukan beberapa hal agar pembakaran yang terjadi berlangsung pada proses sempurna. Tinjauan pertama adalah mutu dari bahan bakar yang dipakai. Variabel yang dapat dipergunakan sebagai ukuran adalah nilai bakar. Nilai bakar adalah nilai panas yang bisa dikontribusikan tiap kilogram bahan bakar (*Kent's, 1987*).

Dalam perhitungan dikenal 2 macam nilai kalor untuk bahan bakar:

- HHV, yang biasa dikenal gross calor value

Nilai kalor yang dilepaskan dengan memperhitungkan kalor penguapan air.

Dirumuskan:

$$HHV = 18650 + 40(^{\circ}API - 10) \quad (2.13)$$

dimana: HHV = high heating value

API = satuan standart API

- LHV, yang biasa dikenal net calor value

Nilai kalor yang dilepas dengan tidak memperhitungkan kalor penguapan air.

Dirumuskan:

$$LHV = HHV - 5400H_{bb} \quad (2.14)$$

dimana: LHV = low heating value

H_{bb} = %berat hidrogen dalam bahan bakar

Selain faktor nilai bakar, diperlukan jumlah udara tertentu agar pembakaran dapat berlangsung. Dalam menentukan jumlah udara, dikenal beberapa rumusan yang diperlukan untuk mendapatkan jumlah udarayang diperlukan untuk proses pembakaran (*Culp, 1991*).

Rumusan tersebut dikenal dengan rasio udara kering terhadap bahan bakar:

- Rasio berat udara kering bahan bakar teoritis

Rasio yang menunjukkan jumlah berat udara kering yang dibutuhkan tiap jumlah berat bahan bakar yang terbakar. Dirumuskan;

$$(A/F)_{\text{teoritis}} = \frac{2.66C + 7.94H_2 - O_2 + 0.998S}{0.232} \quad (2.15)$$

dimana: C = % berat C pada bahan bakar

H = % berat H pada bahan bakar

O = % berat O pada bahan bakar

S = % berat S pada bahan bakar

- Rasio berat udara kering bahan bakar aktual

Rasio yang menunjukkan jumlah kebutuhan udara sebenarnya yang nilainya melebihi kebutuhan udara teoritis diatas. Dirumuskan:

$$(A/F)_{\text{aktual}} = \frac{28.01C_{bb} * \%N_2 / 12.01 * \%CO + \%CO_2 - N_{2bb}}{0.768} \quad (2.16)$$

dimana: C_{bb} = kandungan C pada bahan bakar

N_{2bb} = kandungan N pada bahan bakar

$\%N_2'$ = % N_2 volume pada gas buang

$\%CO$ = % CO volume pada gas buang

$\%CO_2$ = % CO_2 pada gas buang

Agar bahan bakar cair dapat terbakar diperlukan suatu metode pembakaran khusus. Pada pembakaran dikehendaki butiran – butiran bahan bakar yang disemprotkan kedalam tungku dalam keadaan sangat halus, agar dapat tercampur dengan merata dengan udara pembakarannya.

Minyak disemprotkan melalui pengabutan minyak yang sangat halus menyerupai kabut minyak. Sebelum bahan bakar dapat dibakar, terlebih dahulu

melalui proses penguapan dan penguraian menjadi gas agar tidak menghasilkan pembakaran yang banyak mengandung jelaga (*Muin, 1998*).

2.4.2 Turbin Uap

Turbin uap bisa dioperasikan dengan memakai uap panas lanjut atau memakai uap basah. Untuk dapat menentukan menentukan penghematan proses tenaga uap, selain ukuran – ukuran utama turbin uap seperti misalnya diametr roda turbin, jumlah tingkat, panjang sudu, dan penampang bagian – bagian yang mengantarkan uap , maka dipakai diagram perubahan keadaan uap air didalam T, s dan terutama h, s diagram.

2.4.2.a Proses Tenaga Uap

Proses tenaga uap, seperti gambar dibawah ini. Disini air pengisi boiler yang kebanyakan dari air kondensat yang hangat dipompa (1) masuk ke dalam boiler (2). Dengan adanya pembakaran bahan bakar didalam boiler (2), maka air didalam boiler tersebut akan mendidih dan menghasilkan uap. Selama proses penguapan ini temperatur campuran air dan uap ada;ah tetap. Besarnya temperatur ini tergantung kepada tekanan, dan dinamakan temperatur didih.

Didalam pemanas lanjut (3), suatu sistem pipa yang tersendiri terpisah dari ruang air yang terdapat didalam boiler, uap kering terus dipanaskan. Dengan demikian temperatur uap naik melebihi temperatur didihnya.Uap panas lanjut ini

dimasukkan ke turbin uap (4) sebagai uap baru dan uap ini mempunyai entalpi, isi kalor yang besarnya bisa dilihat pada tabel uap.

Didalam turbin, uap tersebut akan berekspansi sedemikian rupa, sesuai dengan perencanaan kondisi uap keluarnya. Dengan demikian akan terdapat suatu panas jatuh, selisih entalpi yang berguna.

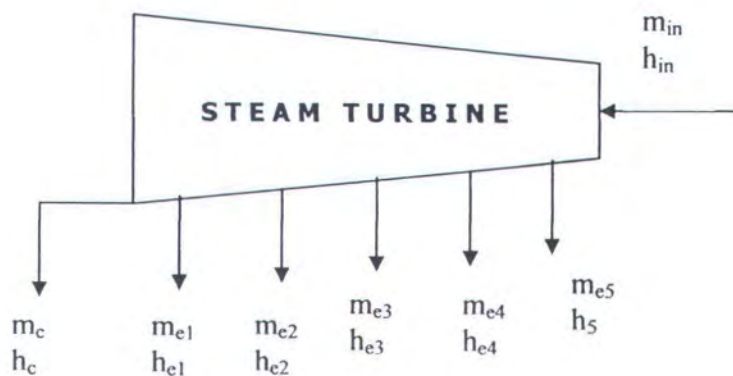
Uap bekas meninggalkan turbin, setelah sebagian tenaganya digunakan untuk bekerja didalam saluran sudu – sudu, dan daya usaha uap itu oleh turbin diteruskan ke generator. Uap bekas dari turbin uap kebanyakan sudah tidak bisa dimanfaatkan lagi, uap bekas ini dimasukan kedalam bejana tertutup yang rapat udara dari kondensator (5), dan didalam kondensator uap mengalami pendinginan dan tekanan kerendahan sehingga uap mengembun menjadi air.

2.4.2.b Kerugian Energi Didalam Turbin Uap

Kerugian energi pada turbin uap dapat dibagi dalam dua macam, yaitu:

1. Internal, yang mana kerugian pada bagian internal ini banyak dipengaruhi dari hal – hal berikut ini:
 - Pada katup pengatur
 - Pada nozzel
 - Rate of carry-over
 - Gesekan cakram
 - Ruang bebas antara rotor dan nozzel

- Uap
 - Pipa buang
2. Eksternal, yang mana kerugian ini banyak dipengaruhi dari hal – hal berikut ini:
- Mekanis
 - Kebocoran uap



Gambar 2.4 Heat balance pada Turbin

Heat balans pada turbin adalah sebagai berikut:

$$(m_{in} * h_{in}) = (m_c * h_c) + (m_{e1} * h_{e1}) + (m_{e2} * h_{e2}) + (m_{e3} * h_{e3}) + (m_{e4} * h_{e4}) + (m_{e5} * h_{e5}) \quad (2.17)$$

Dimana:

m_{in} = laju massa uap yang masuk pada turbin dari boiler (kg/jam)

h_{in} = entalpi uap yang masuk pada turbin (kJ/kg)

m_c = laju uap yang masuk kondenser dari turbin (kg/jam)

h_c = entalpi uap yang masuk kondenser dari turbin (kJ/kg)

- m_{e1} = laju uap ekstraksi turbin yang masuk ke heater #1 (kg/jam)
- h_{e1} = entalpi uap ekstraksi turbin yang masuk ke heater #1 (kJ/kg)
- m_{e2} = laju uap ekstraksi turbin yang masuk ke heater #2 (kg/jam)
- h_{e2} = entalpi uap ekstraksi turbin yang masuk ke heater #2 (kJ/kg)
- m_{e3} = laju uap ekstraksi turbin yang masuk ke heater #3 (kg/jam)
- h_{e3} = entalpi uap ekstraksi turbin yang masuk ke heater #3 (kJ/kg)
- m_{e4} = laju uap ekstraksi turbin yang masuk ke heater #4 (kg/jam)
- h_{e4} = entalpi uap ekstraksi turbin yang masuk ke heater #4 (kJ/kg)
- m_{e5} = laju uap ekstraksi turbin yang masuk ke heater #5 (kg/jam)
- h_{e5} = entalpi uap ekstraksi turbin yang masuk ke heater #5 (kJ/kg)

2.4.2.c Perhitungan Efisiensi Turbin Uap

Efisiensi turbin uap dipengaruhi dari *heat rate* yang terdiri dari *turbine inlet steam heat quantity*, *heat quantity of feedwater*, *heat quantity of auxiliary steam*, *heat quantity of SAH drain*, *Heat quantity spray water DSH* dan *heat quantity of make – up water*.

- *Turbine inlet steam heat quantity*

$$C_1 = B_1 \times A_3 \quad (2.18)$$

dimana : C_1 = heat quantity main steam flow (kcal/jam)

B_1 = main steam flow (kg/ jam)

A_3 = main steam enthalpy (kcal/kg)

- *Heat quantity of feedwater*

$$K_1 = J_1 \times G_3 \quad (2.19)$$

dimana : K_1 = heat quantity of feedwater at top heater outlet (kcal /jam)

J_1 = Actual final feed water flow (kg/jam)

G_3 = final feedwater enthalpy (kcal/kg)

- *Heat quantity of auxiliary steam*

$$P_1 = O_3 \times N_3 \quad (2.20)$$

dimana : P_1 = Heat quantity of auxiliary steam (kcal /jam)

O_3 = auxiliary steam flow (kg/jam)

N_3 = No.3 extraxtion steam enthalpy (kcal /kg)

- *Heat quantity of SAH drain*

$$M_4 = M_2 \times L_6 \quad (2.21)$$

dimana : M_4 = Heat quantity of SAH drain (kcal /jam)

M_2 = extraction steam flow to SAH (kg/jam)

L_6 = SAH outlet drain enthalpy (kcal /kg)

- *Heat quantity spray water DSH*

$$F_1 = E_1 \times D_3 \quad (2.22)$$

dimana : F_1 = Heat quantity spray water DSH

E_1 = Actual spray water flow (kg /jam)

D_3 = BFP outlet feedwater enthalpy (kcal /kg)

- *Heat quantity of make – up water*

$$S_1 = R_1 \times Q_2 \quad (2.23)$$

dimana : $S_1 = \text{Heat quantity of make – up water (kcal /jam)}$

$R_1 = \text{Actual make – up water flow (kg/jam)}$

$Q_2 = \text{Make – up water enthalpy (kcal / kg)}$

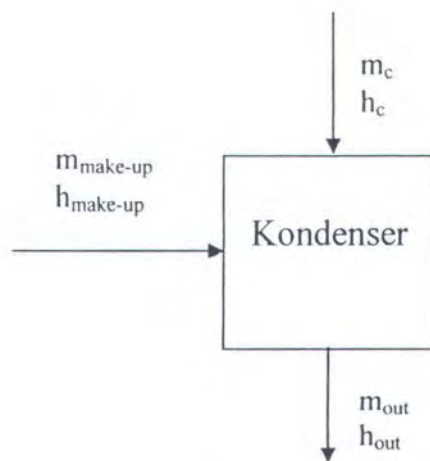
Dari jumlah *heat quantity* diatas maka efisiensi turbin uap dapat diketahui:

$$\eta T = \frac{860}{U_1} \times 100 \quad (2.24)$$

dimana $U_1 = (C_1 - K_1 - P_1 + M_4 - F_1 + S_1) / T_2$

2.4.3 Kondenser

Kondenser adalah peralatan yang berfungsi untuk mengembunkan uap yang keluar dari turbin dengan menggunakan air pendingin agar dapat digunakan kembali dari sistem. Air kondensat bersama udara dan gas – gas yang tidak dapat diembunkan dipindahkan dengan pompa . Tujuan lain pemakaian kondenser adalah mempertahankan tekanan balik yang sangat rendah dari keluaran turbin uap.



Gambar 2. 5 Heat balance pada kondenser

Heat balans pada kondenser adalah sebagai berikut:

$$(m_c * h_c) = (m_{out} * h_{out}) + (m_{make-up} * h_{make-up}) \quad (2. 24)$$

Dimana:

m_c = laju uap dari turbin yang masuk ke kondenser (kg/jam)

h_c = entalpi uap turbin yang masuk ke kondenser (kJ/kg)

m_{out} = laju air umpan yang keluar kondenser(kg/jam)

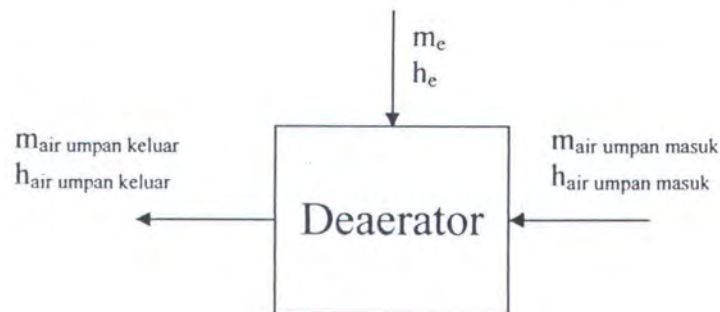
h_{out} = entalpi air umpan yang keluar dari kondenser (kJ/kg)

$m_{make-up}$ = laju air make-up yang masuk ke kondenser (kg/jam)

$h_{make-up}$ = entalpi air make-up yang masuk ke kondenser (kJ/kg)

2.4.4 Deaerator

Deaerator atau pemanas air umpan dengan sistem terbuka merupakan peralatan yang berfungsi untuk memanasi air pengisi boiler. Selain itu juga berfungsi sebagai pemisah oksigen dan larutan lainnya dari air pengisi boiler.



Gambar 2. 6 .Heat balance pada Deaerator

Heat balance pada Deaerator adalah sebagai berikut:

$$(m_{airumpankeluar} * h_{airumpankeluar}) = (m_e * h_e) + (m_{airumpanmasuk} * h_{airumpanmasuk}) \quad (2.25)$$

Dimana:

$m_{air umpan masuk}$ = laju massa air umpan yang masuk ke deaerator (kg/jam)

$h_{air umpan masuk}$ = laju massa air umpan yang masuk ke deaerator (kJ/kg)

$m_{air umpan keluar}$ = laju massa air umpan yang keluar ke deaerator (kg/jam)

$h_{air umpan keluar}$ = laju massa air umpan yang keluar ke deaerator (kJ/kg)

m_e = laju massa uap ekstraksi yang masuk ke deaerator (kg/jam)

h_e = entalpi uap ekstraksi dari turbin yang masuk ke deaerator (kJ/kg)

2.4.5 Feedwater Heater

Feedwater heater merupakan bagian yang mutlak diperlukan dalam instalasi daya jenis siklus Rankine jika ingin meningkatkan unjuk kerja siklus.

Prinsip dari proses ini adalah penambahan kalor pada fluida kerja setelah keluar dari condenser, dengan menggunakan uap dicerat (*extract steam*) dari turbin. Pemanasan ini dilakukan pada kalor yang dikenal dengan pemanasan awal air pengisi boiler (*Feed Water Heater*) yang umumnya menggunakan gabungan beberapa pemanas dengan tekanan tertentu, sesuai dengan tekanan uap yang dicerat. Ada dua tipe *Feed Water Heater* yaitu close dan open.

Feedwater heater adalah alat pemanas yang pada dasarnya memanfaatkan uap air dimana panas ditransfer dari uap air ke air umpan, baik secara pencampuran kedua fluida (*open feedwater*) maupun yang tidak langsung mengalami pencampuran (*closed feedwater heater*)

Open feedwater heater pada dasarnya menggunakan prinsip tangki pencampuran dimana uap yang keluar dari turbin dicampur dengan air pengisi boiler yang dipompa. Tipe lain dari feedwater heater yang digunakan adalah *closed feedwater heater*. Dalam melakukan perpindahan panas tidak terjadi pencampuran fluida pemanas dengan yang dipanaskan, sehingga tekanan antara dua fluida tidak sama. Prinsip kerja dari *closed feedwater heater* ini adalah uap yang keluar dari turbin digunakan untuk memanaskan air umpan tanpa adanya pencampuran fluida.

Pemanas sistem tertutup (*close feedwater*) berdasarkan tekanan operasinya dibedakan menjadi dua, yaitu tekanan tinggi (*high pressure feed water pump*) dan

pemanas tekanan rendah (*low pressure feed water pump*). Pemanas tekanan tinggi adalah yang digunakan untuk uap ceratan dari turbin tekanan tinggi dan turbin tekanan menengah. Pada pemanas tekanan tinggi, pemanas dibagi menjadi tiga zone yaitu zone desuperheating, zone condensing dan zone cooling. . Pemanas tekanan rendah umumnya hanya mempunyai dua zona, yaitu *condensing* dan *drain cooling* atau satu zona, yaitu *condensing*.

Unjuk kerja *feedwater heater* dipengaruhi oleh kemampuan heater tersebut memindahkan panas ke fluida kerja. Yang mana dapat dirumuskan seperti dibawah ini:

$$TTD = TS - TO \quad (2. 26)$$

dimana: TTD = terminal temperature difference (C)

TS = saturated temperature at fluid pressure (C)

TO = outlet fluida temperature (C)

$$TR = TO - TI \quad (2. 27)$$

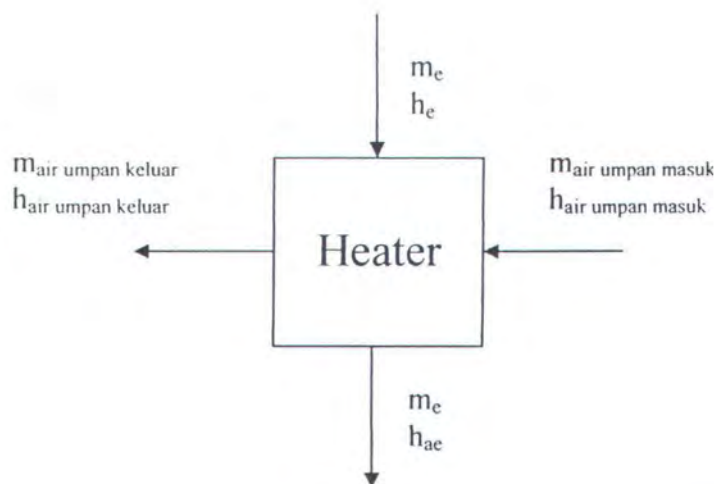
dimana: TR = temperature rise (C)

TI = inlet fluida temperature (C)

$$DCA = TD - TI \quad (2. 28)$$

dimana: DCA = drain cooling approach temperature (C)

TD = feedwater heater drain water temperature (C)



Gambar 2. 7 Heat balance pada Heater

Heat balance pada heater adalah sebagai berikut:

$$(m_{airumpankeluar} * h_{airumpankeluar}) - (m_{airumpanmasuk} * h_{airumpanmasuk}) = m_e (h_e - h_{ae}) \quad (2.28)$$

Dimana:

$m_{air\ umpan\ masuk}$ = laju massa air umpan yang masuk ke heater (kg/jam)

$h_{air\ umpan\ masuk}$ = laju massa air umpan yang masuk ke heater (kJ/kg)

$m_{air\ umpan\ keluar}$ = laju massa air umpan yang keluar ke heater (kg/jam)

$h_{air\ umpan\ keluar}$ = laju massa air umpan yang keluar ke heater (kJ/kg)

m_e = laju massa uap ekstraksi yang masuk ke heater (kg/jam)

h_e = entalpi uap ekstraksi dari turbin yang masuk ke heater (kJ/kg)

h_{ae} = entalpi uap ekstraksi yang berubah fase air yang keluar heater (kJ/kg)



2.4.6 Faktor Pengotoran

Setelah *Heat Exchanger* digunakan untuk beberapa lama, maka nilai koefisien perpindahan panas menyeluruhnya akan mengalami penurunan. Hal ini dikarenakan adanya pengotoran oleh fluida steam dan air sebagai fluida kerja yang dapat menyebabkan naiknya tahanan thermal.

Pengotoran yang terjadi pada silinder berlobang akan memberikan tahanan tambahan yang dapat menghambat aliran perpindahan panas. Pengaruh diatas yang disebabkan oleh pengotoran fluida kerja dinamakan faktor pengotoran (Fouling Factor) atau tahanan pengotoran R_{fs} . Faktor ini akan memperluas persamaan tahanan thermal total difus menjadi sebagai berikut

$$R_{tot} = \left[\frac{1}{2\pi \cdot r_1 \cdot L \cdot h_1} \right] + \left[\frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi \cdot k \cdot L} \right] + \left[\frac{1}{2\pi \cdot r_2 \cdot L \cdot h_2} \right] + \left[\frac{R_{fw}}{2\pi \cdot r_1 \cdot L} \right] \quad (2.29)$$

Apabila dalam analisa perencanaan alat penukar kalor (heat exchanger) dipertimbangkan juga faktor pengotor, maka persamaan koefisien perpindahan panas menyeluruh pada silinder berongga adalah sebagai berikut:

$$U_o = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_1} \right) + \left(\frac{r_1 \ln(r_2/r_1)}{k} \right) + \left(\frac{r_1}{r_2 \cdot h_2} \right) + \left(\frac{r_1 \cdot R_f}{r_2} \right) + (R_{fw})} \quad (2.30)$$

dimana

U_o = koefisien perpindahan panas menyeluruh ((Btu)/(hr)(ft²)(°F))

h_1 = koefisien perpindahan panas konveksi dalam pipa ((Btu)/(hr)(ft²)(°F))

h_2 = koefisien perpindahan panas konveksi luar dalam pipa

((Btu)/(hr)(ft²)(°F))

k = konduktifitas panas material silinder ((Btu)/(hr)(ft²)(°F/ft))

R_{fi} = Tahanan pengotoran pada sisi lube oil ((hr)(ft²)(°F)/(Btu))

R_{fw} = Tahanan pengotoran pada air ((hr)(ft²)(°F)/(Btu))

r_1, r_3 = Radius dalam dan luar silinder (ft)

Pada perancangan *heat exchanger* digunakan analisa secara umum tentang faktor pengotoran dimana

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad (2.31)$$

dimana :

U_d = Koefisien Over All Design (koefisien perpindahan panas total pada saat keadaan kotor)

U_c = Koefisien Over All Clean (koefisien perpindahan panas total pada kondisi bersih)

R_d = Faktor pengotoran total (Holman, 1994).

BAB III

METODOLOGI

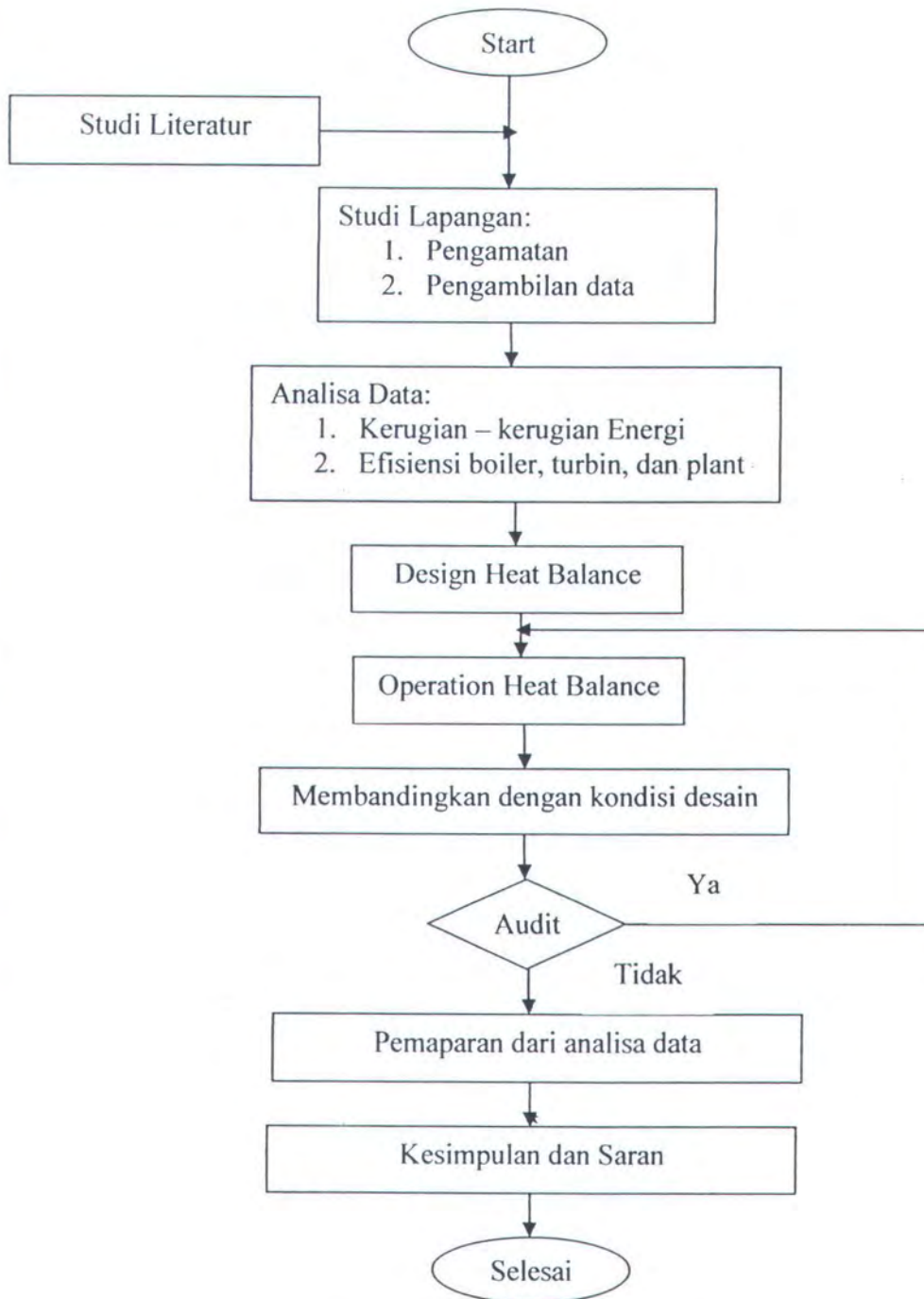
Dalam Tugas Akhir ini dengan metodologi sebagai berikut.

1. Studi literatur mengenai dasar teori dari audit energi, boiler, turbin, kondensor serta metode dalam perhitungan efisiensi dari boiler, turbin dan kerugian – kerugian yang terjadi
2. Studi lapangan dan melakukan pengamatan langsung terhadap *plant* di PLTU milik PT. Indonesia Power. Dilanjutkan dengan pengumpulan data dan pengambilan data yang meliputi:
 - Data Input dan Output dari pada peralatan – peralatan di *plant*
 - Data spesifikasi desain dari peralatan – peralatan di *plant*
3. Melakukan analisa data dari data – data yang diperoleh dengan melakukan perhitungan kerugian panas yang terjadi di boiler dan efisiensi dari boiler dan turbin. Analisa perhitungan pada boiler menggunakan metode *heat loss*, sehingga dari metode ini dapat diketahui kerugian – kerugian yang mempengaruhi efisiensi boiler.
4. Membandingkan hasil perhitungan pada kondisi operasi tersebut dengan desain. Dengan membandingkan antara kondisi desain dan operasional dapat diketahui hal – hal apa saja yang mengalami penurunan unjuk kerja
5. Memberikan paparan analisa hasil perhitungan mengenai analisa data yang telah didapat. Pemaparan disini untuk mengetahui hal – hal apa saja yang

mempengaruhi terjadinya penurunan unjuk kerja atau sumber – sumber kerugian yang menyebabkan terjadinya penurunan unjuk kerja

6. Menyampaikan hasil akhir dari semua analisa perhitungan yang telah dilakukan dalam kesimpulan dan saran.

FLOW CHART



Gambar 3.1 flow chart diagram

BAB IV

ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

4.1 Data

4.1.1 Data Design

BOILER

-Tekanan kerja = 10400 kPa

-Temperatur uap keluar superheater = 513 C

TURBINE

-Tekanan uap masuk turbine = 8900 Kpa

-Temperatur uap masuk turbine = 510°C

-Jumlah Ekstraksi = 5 buah

-Tekanan ekstraksi design pada 25 MW adalah :

- | | | |
|---------------|--------------|-------------------|
| 1) 20 kPa ; | T = 60.09 °C | H = 2609.9 kJ/kg |
| 2) 67 kPa ; | T = 88.8 °C | H = 2658.18 kJ/kg |
| 3) 232 kPa ; | T = 125 C | H = 2713 kJ/kg |
| 4) 638 kPa ; | T = 161.25 C | H = 2758.1 kJ/kg |
| 5) 1120 kPa ; | T = 184.9 C | H = 2780.34 kJ/kg |

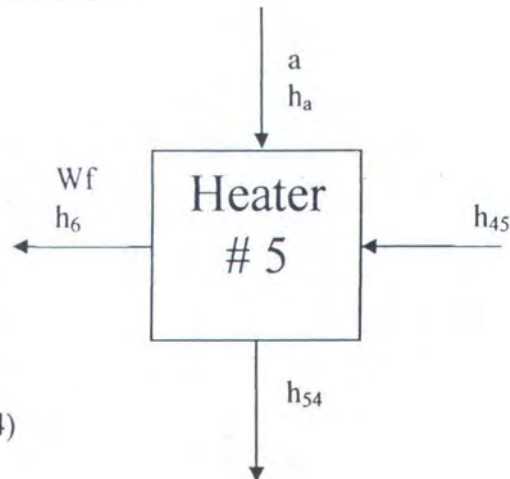
Kondisi temperatur pada masing – masing heater:

Heater	TR (C)	DC (C)	TTD (C)	TS (C)	TO (C)	TODrain (C)
1	9.2	5.6	2.58	58.54	55.6	52
2	28.5	5.6	2.86	87.08	84.1	61.2
3	38.6	-	0.81	123.51	122.7	-
4	29.6	5.6	2.98	158.46	155.6	131.6
5	23.4	5.6	2.94	181.94	179	161.2

Tabel kondisi temperatur heater

Dimana : TTD = terminal temperature difference (C)
 TS = saturated temperature pada tekanan fluida (C)
 TO = temperatur fluida keluar dari alat (C)
 TR = temperature rise pada feedwater heater (C)
 DC = drain Cooler Approach
 TODrain = temperatur fluida keluar drain (C)

4.1.2 Perhitungan Feedwater Flow

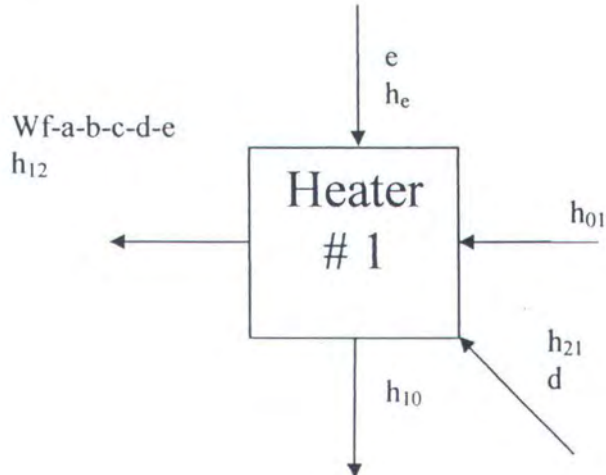


$$W_f(h_6 - h_{45}) = a(h_a - h_{54})$$

$$a = \frac{W_f(h_6 - h_{45})}{(h_a - h_{54})}$$

$$a = \frac{W_f(758.14 - 656.05)}{2780.34 - 680.32}$$

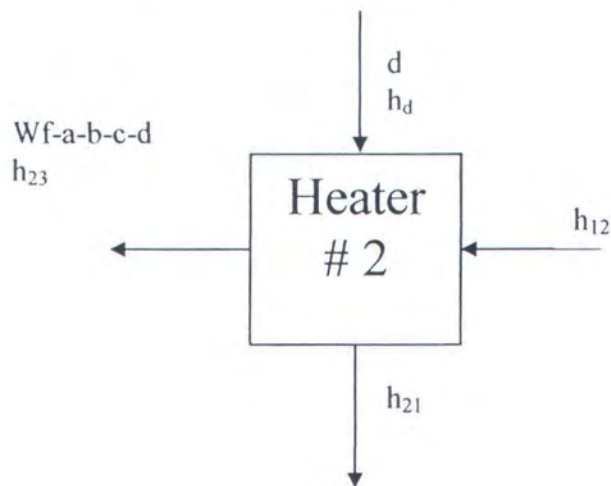
$$a = 0.0486W_f$$



$$(W_f - a - b - c - d - e)(h_{12} - h_{01}) = e(h_e - h_{10}) + d(h_{21})$$

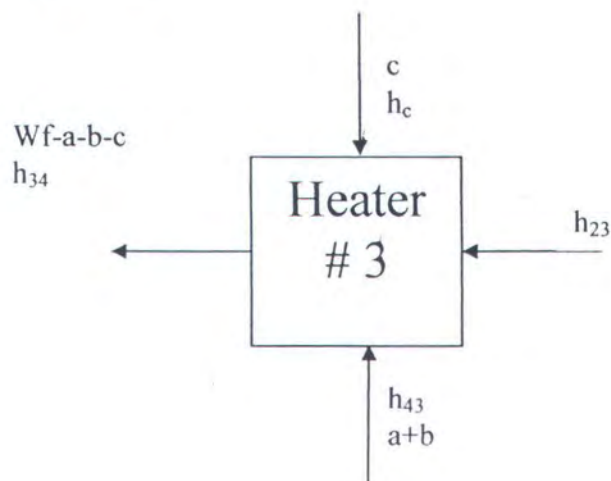
$$(W_f - a - b - c - d - e)(254.24 - 173.7) = e(2609.9 - 21757) + d(256.06)$$

$$e = (W_f - a - b - c - d - e)0.0246 - 0.111d$$



$$(W_f - a - b - c - d)(351.87 - 232.63) = d(2658.18 - 256.06)$$

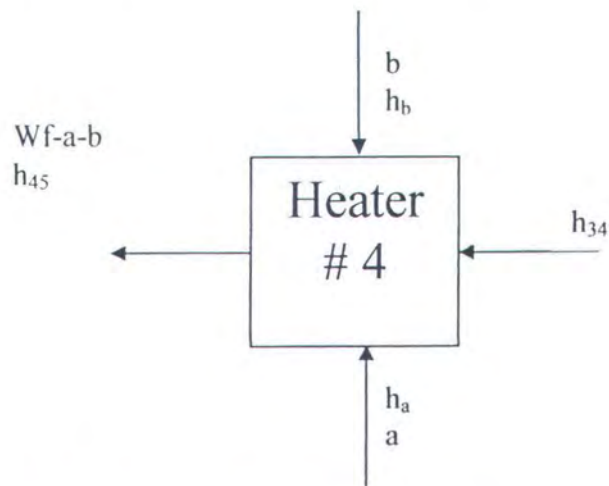
$$d = 0.05(W_f - a - b - c - d)$$



$$(W_f - a - b - c)(h_{34} - h_{23}) = h_c \cdot c + h_{43} \cdot (a + b)$$

$$(W_f - a - b - c)(514.63 - 351.87) = 2713 \cdot c + 552.7a + 552.7b$$

$$(W_f - a - b - c)(162.76) = 2713.c + 552.7a + 552.7b$$



$$(W_f - a - b)(656.05 - 514.63) = 2758.1b + 680.32a$$

$$(W_f - a - b)(141.42) = 2758.1b + 33.063W_f$$

$$a = 0.0486W_f \dots (\text{Persamaan 1})$$

$$e = (W_f - a - b - c)0.024 - 0.12402d$$

$$e = (W_f - 0.0486W_f - b - c)0.024 - 0.12402d$$

$$e = 0.024(0.9514W_f - b - c) - 0.12402d \dots (\text{Persamaan 2})$$

$$d = 0.05(W_f - a - b - c - d)$$

$$d = 0.05(W_f - 0.0486W_f - b - c - d)$$

$$d = 0.05(0.9514W_f - b - c - d)$$

$$1.05d = 0.05(0.9514W_f - b - c)$$

$$d = 0.05(0.9514W_f - b - c) \dots (\text{Persamaan 3})$$

$$(Wf - a - b - c)162.76 = 2713c + 552.7a + 552.7b$$

$$(Wf - 0.0486Wf - b - c)162.76 = 2713c + 552.7(0.0486Wf) + 552.7b$$

$$(Wf - 0.0486Wf - b - c)162.76 = 2713c + 26.86Wf + 552.7b$$

$$(0.9514Wf - b - c)162.76 = 2713c + 26.86Wf + 552.7b$$

$$154.85Wf - 162.76b - 162.76c = 2713c + 26.86Wf + 552.7b$$

$$127.99Wf = 2875.76c + 715.46b$$

$$2875.76c = 127.99Wf - 715.46b$$

$$c = 0.0445Wf - 0.249b \quad \dots(\text{Persamaan 4})$$

$$(Wf - a - b)141.42 = 2758.1b + 33.063Wf$$

$$(0.9514Wf - b)141.42 = 2758.1b + 33.063Wf$$

$$134.55Wf - 141.42b = 2758.1b + 33.063Wf$$

$$101.487Wf = 2899.52b$$

$$b = 0.035Wf \quad \dots(\text{Persamaan 5})$$

$$a = 0.0486Wf$$

$$b = 0.035Wf$$

$$c = 0.036Wf$$

$$d = 0.05(0.9514Wf - b - c)$$

$$d = 0.05(0.9514Wf - 0.035Wf - 0.036Wf)$$

$$d = 0.044Wf$$

$$e = 0.024(0.9514Wf - b - c) - 0.12402d$$

$$e = 0.024(0.9514Wf - 0.035Wf - 0.036Wf) - (0.12402 * 0.044Wf)$$

$$e = 0.01564Wf$$

Kerja Turbin total

$$1. Wf(h_2 - h_a) = Wf(3412.57 - 2780.34)$$

$$= 632.23Wf$$

$$2. (Wf - a)(h_a - h_b) = Wf - 0.0486Wf(2780 - 2758.1)$$

$$= 21.16Wf$$

$$3. (Wf - a - b)(h_b - h_c) = 0.9164Wf(2758.1 - 2713)$$

$$= 41.33Wf$$

$$4. (Wf - a - b - c)(h_c - h_d) = 0.8804Wf(2713 - 2658.18)$$

$$= 48.26Wf$$

$$5. (Wf - a - b - c - d)(h_d - h_e) = 0.8364Wf(2658.18 - 2609.9)$$

$$= 40.38Wf$$

$$6. (Wf - a - b - c - d - e)(h_e - h_3) = 0.82076Wf(2609.9 - 2393.4)$$

$$= 177.7Wf$$

$$\text{Total Kerja Turbin} = 961.06 Wf$$

$$25000 kW = 961.06 Wf$$

$$Wf = 26.013 \text{ kg/s}$$

$$= 94690 \text{ kg/jam}$$

Dengan diketahui nilai dari Wf , maka nilai laju uap ekstraksi masing – masing dapat diketahui sebagai berikut:

$$a = 4602 \text{ kg/jam}$$

$$b = 3314.15 \text{ kg/jam}$$

$$c = 3408.84 \text{ kg/jam}$$

$$d = 4166.36 \text{ kg/jam}$$

$$e = 1480.95 \text{ kg/jam}$$

Perhitungan laju massa yang keluar dari kondenser adalah:

$$m_{outkondenser} = m_{inkondenser} + m_{drain\#2heater} + m_{drain\#1heater}$$

$$m_{outkondenser} = 77717.7 + 4166.36 + 1480.95$$

$$= 83365.01 \text{ kg/jam}$$

Perhitungan laju panas di boiler:

$$Q = m_{boiler} (h_{mainsteam} - h_{feedwater})$$

$$Q = 94690 \text{ kg / jam} (3412.57 \text{ kJ / kg} - 758.14 \text{ kJ / kg})$$

$$Q = 251347976.7 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan laju panas turbin:

$$HR = m_{mainsteam} * (h_{mainsteam} - h_{feedwater}) / \text{powergenerator}$$

$$HR = \frac{94690 \text{ kg / jam} * (3412.57 \text{ kJ / kg} - 758.14 \text{ kJ / jam})}{25000 \text{ kW}}$$

$$HR = 10054 \text{ kJ / kWh}$$

Perhitungan efisiensi boiler:

$$\eta_{\text{boiler}} = \frac{m_{\text{boiler}} (h_{\text{mainsteam}} - h_{\text{feedwater}})}{\text{fuelconsumption} * HHV}$$
$$\eta_{\text{boiler}} = \frac{94690 \text{ kg / jam} * (3412.57 \text{ kJ / kg} - 758.14 \text{ kJ / kg})}{6650 \text{ kg / jam} * 43346.24 \text{ kJ / kg}}$$
$$\eta_{\text{boiler}} = 87.2\%$$

Perhitungan efisiensi turbin:

$$\eta_{\text{turbin}} = \frac{3598.24 \text{ kJ / kWh}}{HR} * 100\% \quad \eta_{\text{turbin}} = \frac{3598.24 \text{ kJ / kWh}}{10054 \text{ kJ / kWh}} * 100\%$$
$$\eta_{\text{turbin}} = 35.79\%$$

Perhitungan efisiensi plant:

$$\eta_{\text{plant}} = \eta_{\text{boiler}} * \eta_{\text{turbin}} * 100\%$$
$$\eta_{\text{plant}} = 0.872 * 0.3579 * 100\%; \quad \eta_{\text{plant}} = 31.2\%$$

4.2.1 DATA OPERASIONAL

Ambient air : temperature dry bulb : 30.8 C
: temperature wet bulb : 24.1 C
: relative humidity : 57 %
: saturate pressure pada temperature dry bulb : 33.3mmHg

Fuel oil analysis : Carbon : 84.78%
Hydrogen : 12.9 %
Sulphur : 1.64 %
Nitrogen : 0.67 %
Oxygen : 0 %
Ash : 0.01 %
Moisture : 0.01 %
HHV : 10360 kcal/kg
Specific gravity : 0.9445

Flue gas analysis pada boiler outlet :

O₂ : 6.26 %
CO₂ : 14.36 %

Flue gas analysis pada AH outlet :

O₂ : 8.11 %
CO₂ : 12.8 %

Fuel Oil Consumption : 7371 kg/ jam

Temperature udara pada SAH inlet : 30.8 C

Temperature udara pada AH inlet : 55.9 C

Temperature gas pada AH inlet : 181 C

Steam and water pressure – temperature – entalphy :

Steam pressure pada SH outlet : 89.03 kg/cm² G

Steam pressure pada drum : 92.03 kg/cm² G

Feedwater pressure pada drum inlet : 97 kg/cm² G

Feedwater pressure pada BFP outlet : 100 kg/cm² G

Steam temperature pada SH outlet : 506.5 C

Feedwater temperature pada drum inlet : 184 C

Feedwater temperature pada BFP outlet : 130.2 C

Berdasarkan tabel uap, maka dapat ditentukan entalpi pada :

Steam enthalpy pada SH outlet : 813.72 kcal/kg

Saturated steam enthalpy pada drum : 655.03 kcal/kg

Saturated water enthalpy pada drum : 327.3 kcal/kg

Feedwater enthalpy pada drum inlet : 187.51 kcal/kg

Spray water enthalpy pada DSH inlet : 131.45 kcal/kg

Burner atomizing steam :

Burner inlet fuel oil pressure : 13 kg/cm² G

Burner atomizing steam flow : 230 kg/jam

Feedwater flow : 99693 kg/ jam

Main steam flow : 102500 kg/jam

Spray water flow : 4202 kg/ jam

Auxiliary steam flow

Steam air heater

No.3 extraction steam pressure : 2.73 kg/cm² G

No.3 extraction steam temperature : 163 C

Drain pressure : 47.78 cm Hg

Drain temperature : 67.6 C

Berdasarkan tabel uap, maka dapat ditentukan entalpi pada :

Heating steam enthalpy : 666.67 kcal/kg

Drain enthalpy : 67.6 kcal/kg

Oil heater

Fuel temperature pada oil heater inlet : 43.9 C

Fuel temperature pada oil heater outlet : 101 C

Steam pressure dalam oil heater shell : 1.5 kg/cm² G

Drain temperature pada oil heater outlet : 64.3 C

Berdasarkan tabel uap, maka dapat ditentukan entalpi pada :

Drain temperature pada oil heater outlet : 64.3 kcal/kg

Heating steam enthalpy : 666.67 kcal/kg

Steam condition :

Main steam pressure : 88.03 kg/cm² G

Main steam temperature : 505 C

Main steam flow : 102500 kg/jam

Berdasarkan tabel uap, maka dapat ditentukan entalpi pada :

Main steam enthalpy : 813.1 kcal/kg

BFP outlet condition

BFP outlet feedwater pressure : 100 kg/cm² G

BFP outlet feedwater temperature : 130.2 C

Berdasarkan tabel uap, maka dapat ditentukan entalpi pada :

BFP outlet feedwater enthalpy : 132.25 kcal/kg

Final feedwater condition

Final feedwater pressure : 97 kg/cm² G

Final feedwater temperature : 184 C

Berdasarkan tabel uap, maka dapat ditentukan entalpi pada :

Final feedwater enthalpy : 187.51 kcal/kg

Make – up condition

Make – up water temperature : 30 C

Make – up water flow : 1402 kg/jam

Berdasarkan tabel uap, maka dapat ditentukan entalpi pada :

Make – up enthalpy : 30 kcal/kg

Generator out put : 25000 kW

4.3 ANALISA DATA

4.3.1 Perhitungan Effisiensi Boiler

Untuk menentukan efisiensi boiler, digunakan metode tak langsung (metode kerugian panas). Kerugian – kerugian tersebut adalah kerugian panas koreksi harga asam, kerugian panas *dry gas*, kerugian panas kadar air yang disebabkan pembakaran dari hidrogen didalam bahan bakar, kerugian panas adanya kadar air didalam udara, kerugian uap yang digunakan untuk pengabutan bahan bakar dan kerugian perpindahan panas dan konveksi.

- Kerugian panas koreksi harga asam

$$\begin{aligned} Qq_1 &= Bb_{12} / HHV / Hh_6 \times 10^2 \\ &= 51.9 \text{ kcal/ kg} : (10360 \text{ kcal/kg} * (1 + 0.0142)) * 100\% \\ &= 0.5 \% \end{aligned}$$

dimana : Bb_{12} = Acid corrected value (kcal / kg)

HHV = high heating kalori value (kcal /kg)

Hh_6 = heat credit ratio

- Kerugian panas karena *dry exhaust gas*

$$\begin{aligned} Qq_2 &= Ee_{16} \times 0.24 \times (Ii_6 - Aa_1) \times 10^{-4} / Hh_6 \\ &= 2009.36 \text{ kg/}10^6 \text{ kcal} * 0.24 (199 \text{ C} - 30.8 \text{ C}) * 10^{-4} / 1.0142 \\ &= 8.036 \% \end{aligned}$$

dimana : Ee_{16} = dry gas at AH inlet (kg/ 10^6 kcal)

Ii_6 = uncorrected gas temperature at AH outlet (C)

Aa_1 = ambient temperature (C)

Hh_6 = heat credit ratio

- Kerugian adanya hadar air dalam bahan bakar

$$Qq_5 = Ee_8 \times Qq_4 \times 10^{-4} / Hh_6$$

$$= 0.01 \text{ kg}/10^6 \text{ kcal} * 646.2 \text{ kcal/kg} * 10^{-4} / 1.0142$$

$$= 0.00064 \%$$

dimana : Ee_8 = moisture in fuel (kg/ 10^6 kcal)

Qq_4 = enthalpy different (kcal /kg)

Hh_6 = heat credit ratio

- Kerugian kadar air yang disebabkan pembakaran dari hidrogen didalam bahan bakar

$$Qq_6 = Ee_9 \times Qq_4 \times 10^{-4} / Hh_6$$

$$= 112 \text{ kg}/10^6 \text{ kcal} * 646.2 \text{ kcal/kg} * 10^{-4} / 1.0142$$

$$= 7.136 \%$$

dimanan: Ee_9 =moisture from hydrogen (kg/ 10^6 kcal)

Qq_4 = enthalpy different (kcal/kg)

Hh_6 = heat credit ratio

- Kerugian panas adanya kadar air didalam udara pembakaran

$$Qq_7 = Ee_{14} \times 0.46 \times (Ii_6 - Aa_1) \times 10^{-4} / Hh_6$$

$$= 32.26 \text{ kg}/10^6 \text{ kcal} * 0.46 (199 \text{ C} - 30.8 \text{ C}) * 10^{-4} / 1.0142$$

$$= 0.246 \%$$

dimana : Ee_{14} = moisture in air (kg/ 10^6 kcal)

Ii_6 = uncorrected gas temperature at AH outlet (C)

Aa_1 = ambient temperature (C)

Hh_6 = heat credit ratio

- Kerugian uap yang digunakan untuk pengabutan bahan bakar minyak

$$Qq_8 = Ee_{11} \times (Jj_9 - Jj_{11}) \times 10^{-4} / Hh_6$$

$$= 3.012 \text{ kg}/10^6 \text{ kcal} * (655.03 \text{ kcal/kg} - 187.51 \text{ kcal/kg}) * 10^{-4} / 1.0142$$

$$= 0.14 \%$$

dimana : Ee_{11} = moisture from burner atomizing steam (kg/ 10^6 kcal)

Jj_9 = saturated steam enthalpy at drum (kcal /kg)

Jj_{11} = feedwater enthalpy at drum inlet (kcal/kg)

Hh_6 = heat credit ratio

Dari kerugian – kerugian diatas maka efisiensi boiler dapat diketahui:

$$\eta B = (100 - \sum \text{kerugian})\%$$

$$= 100 \% - 16.06 \%$$

$$= 83.94 \%$$

Efisiensi Boiler		
Design	Operasi	Selisih
87.2%	83.94%	-3.26 %

Tabel 4.1 efisiensi boiler

Pada perhitungan efisiensi boiler dengan metode tidak langsung atau *heat loss* didapatkan keterangan yaitu penyebab kerugian terjadi pada kerugian panas karena *dry exhaust gas* dan kerugian kadar air yang disebabkan pembakaran dari hidrogen didalam bahan bakar.

Karena semakin tinggi gas buang berarti semakin tinggi panas yang dikeluarkan dari boiler. Hal ini berarti pemborosan panas sehingga nilai efisiensi akan semakin turun.

Penyebab naiknya temperatur gas buang diantaranya kurangnya permukaan perpindahan panas dan *fouling* pada permukaan perpindahan panas yang mungkin disebabkan oleh kerak

Untuk meningkatkan efisiensi boiler diperlukan pembersihan *tube* bagian luar boiler dan pembersihan *tube* bagian dalam boiler, meningkatkan unjuk kerja sistem pembakaran boiler, karena kerugian panas yang disebabkan temperatur gas buang dan kerugian panas kadar air yang disebabkan pembakaran dari hidrogen didalam bahan bakar tinggi.

Air Preheater

Unjuk kerja Air Preheater			
	Design	Operasi	Selisih
Temperature Efficiency	68.82%	54.66%	-14.16%
Leakage ratio	6.86%	13.05%	6.19%

Tabel 4.2 Unjuk kerja Air Preheater

Efisiensi temperatur Air Preheater mengalami penurunan. Turunnya efisiensi temperatur pada Air Preheater disebabkan oleh elemen pemanas dari Air Preheater yang tidak mampu menyerap panas, hal ini disebabkan oleh kotorannya elemen pemanas dari pada Air Preheater dan mungkin usia elemen pemanas yang sudah tua. Sedangkan untuk menurunkan ratio kebocoran perlu dilakukan perbaikan atau penggantian sistem seal pada Air Preheater.

4.3.2 Analisa Biaya Energi

Untuk dapat mengetahui nilai biaya energi yang dikeluarkan dalam operasi Boiler diperlukan analisa biaya energi. Analisa biaya disini didasarkan atas kapasitas uap yang dihasilkan terhadap nilai efisiensi dari Boiler.

Analisa biaya tersebut dirumuskan:

$$\begin{aligned}
 Ec &= Ld * \frac{1}{\eta B} * cost \\
 &= 102500 \text{ kg/jam} * (1/83.94) * \text{Rp } 4500 \\
 &= \text{Rp. } 5494996.426
 \end{aligned}$$

4.3.3 Perhitungan Efisiensi Turbin Uap

Efisiensi turbin uap dipengaruhi dari *heat rate* yang terdiri dari *turbine inlet steam heat quantity*, *heat quantity of feedwater*, *heat quantity of auxiliary steam*, *heat quantity of SAH drain*, *Heat quantity spray water DSH* dan *heat quantity of make-up water*.

- *Turbin inlet steam heat quantity*

$$\begin{aligned}
 C_1 &= B_1 \times A_3 \\
 &= 102500 \text{ kg/jam} * 813.1 \text{ kcal/kg} \\
 &= 83342750 \text{ kcal / jam}
 \end{aligned}$$

dimana : C_1 = heat quantity main steam flow (kcal/jam)

B_1 = main steam flow (kg/ jam)

A_3 = main steam enthalpy (kcal/kg)

- *Heat quantity of feedwater*

$$\begin{aligned}
 K_1 &= J_1 \times G_3 \\
 &= 99392.566 \text{ kg/jam} * 187.51 \text{ kcal/kg} \\
 &= 18637100.1 \text{ kcal /jam}
 \end{aligned}$$

dimana : K_1 = heat quantity of feedwater at top heater outlet (kcal /jam)

J_1 = Actual final feed water flow (kg/jam)

G_3 = final feedwater enthalpy (kcal/kg)

- *Heat quantity of auxiliary steam*

$$\begin{aligned}
 P_1 &= O_3 \times N_3 \\
 &= 2116.122 \text{ kg /jam} * 666.67 \text{ kcal /kg} \\
 &= 1410755.13 \text{ kcal /jam}
 \end{aligned}$$

dimana : P_1 = Heat quantity of auxiliary steam (kcal /jam)

O_3 = auxiliary steam flow (kg/jam)

N_3 = No.3 extraxtion steam enthalpy (kcal /kg)

- *Heat quantity of SAH drain*

$$M_4 = M_2 \times L_6$$

$$= 1808.69 \text{ kg / jam} * 67.6 \text{ kcal/kg}$$

$$= 122267.32 \text{ kcal /jam}$$

- dimana : $M_4 = \text{Heat quantity of SAH drain (kcal /jam)}$

$$M_2 = \text{extraction steam flow to SAH (kg/jam)}$$

$$L_6 = \text{SAH outlet drain enthalpy (kcal /kg)}$$

- *Heat quantity spray water DSH*

$$F_1 = E_1 \times D_3$$

$$= 4202 \text{ kg/jam} * 132.25 \text{ kcal/kg}$$

$$= 555714.5 \text{ kcal /jam}$$

- dimana : $F_1 = \text{Heat quantity spray water DSH}$

$$E_1 = \text{Actual spray water flow (kg /jam)}$$

$$D_3 = \text{BFP outlet feedwater enthalpy (kcal /kg)}$$

- *Heat quantity of make – up water.*

$$S_1 = R_1 \times Q_2$$

$$= 1395 \text{ kg/ jam} * 30 \text{ kcal/kg}$$

$$= 41850 \text{ kcal/jam}$$

dimana : $S_1 = \text{Heat quantity of make – up water (kcal /jam)}$

$$R_1 = \text{Actual make – up water flow (kg/jam)}$$

$$Q_2 = \text{Make – up water enthalpy (kcal / kg)}$$

Dari jumlah *heat quantity* diatas maka efisiensi turbin uap dapat diketahui:

$$\eta T = \frac{860}{U_1} \times 100$$

$$\begin{aligned} \text{dimana } U_1 &= (C_1 - K_1 - P_1 + M_4 - F_1 + S_1) / T_2 \\ &= 62903297.69 \text{ kcal/jam} / 25000 \text{ kW} \\ &= 2516.13 \text{ kcal/ kW . jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga } \eta T &= \frac{860}{2516.13} \times 100\% \\ &= 34.18 \% \end{aligned}$$

Efisiensi Turbin Uap		
Design	Operasi	Selisih
35.79%	34.18%	-1.61%

Tabel 4.3 efisiensi turbin uap

Turunnya efisiensi turbin uap disebabkan turunnya unjuk kerja dari pada kondenser , feedwater heater, laju superheater spray water. Selain itu juga dipengaruhi oleh kualitas air make-up dan air umpan yang masuk ke boiler.

4.3.4 Perhitungan Efisiensi Plant

Efisiensi plant dipengaruhi dari efisiensi boiler dan efisiensi turbin uap

$$\begin{aligned} d &= axbx(100 - c) \times 10^{-4} \\ &= 83.94 * 34.18 * (100 - 0.01) * 10^{-4} \end{aligned}$$

$$= 28.69 \%$$

dimana : d = efisiensi plant

a = efisiensi boiler

b = efiseinsi turbin

Efisiensi Plant		
Design	Operasi	Selisih
31.2%	28.69%	-2.51%

Tabel 4.4 efisiensi plnat

Turunnya efisiensi *plant* tidak terlepas dari pengaruh unjuk kerja boiler dan turbin. Karena efisiensi plant merupakan hasil perkalian antara efisiensi boiler dengan turbin. Melalui analisa diatas diketahui bahwa efisiensi boiler mengalami penurunan akibat kerugian pada *dry exhaust gas* dan kerugian kadar air yang disebabkan pembakaran dari hidrogen didalam bahan bakar. Untuk meningkatkan efisiensi *plant* maka harus memperbaiki unjuk kerja dari boiler maupun turbin.

4.4 PEMBAHASAN

Dari data diatas besarnya efisiensi boiler pada kondisi operasional menurun jika dibandingkan dengan kondisi design. Penurunan efisiensi ini akan berpengaruh pada biaya energi yang dikeluarkan dan konsumsi bahan bakar. Faktor – faktor terbesar yang menyebabkan penurunan ini adalah kerugian panas pada *dry exhaust gas* dan kerugian kadar air yang disebabkan pembakaran dari hidrogen didalam bahan bakar.

- Kerugian panas yang disebabkan *dry exhaust gas*

Variabel ini merupakan variabel yang mempengaruhi efisiensi boiler oleh karena itu temperatur gas buang diupayakan seminim mungkin untuk mendapatkan efisiensi boiler yang maksimum. Karena semakin tinggi temperatur gas buang berarti semakin tinggi panas yang dikeluarkan dari boiler. Hal ini berarti adanya pemborosan atau kerugian panas sehingga nilai efisiensi akan semakin turun. Namun temperatur gas buang tidak dapat diturunkan dibawah titik embun asamnya, karena akan menimbulkan korosi pada cerobong (*Payne, 1996*).

Hal yang dapat dilakukan untuk menurunkan temperatur gas buang adalah dengan memanfaatkannya sebagai pemanas udara (*Muin, 1998*). Hal ini sudah dilakukan, tetapi perawatan pada Air Preheater, karena pada Air Preheater memiliki angka kebocoran yang besar yaitu dari 6.86 % menjadi 13.05 % dan turunnya efisiensi temperatur dari 68.82 % menjadi 54. 66% (tabel 4.2).

Penyebab naiknya temperatur gas buang diantaranya kurangnya permukaan perpindahan panas pada boiler dan *fouling* pada permukaan perpindahan panas pada

boiler yang disebabkan oleh kerak. Hal ini sangat menghambat penyerapan panas dari gas – gas asap kepada uap yang sedang mengalir karena menurunnya faktor heat transfer (*Muin, 1998*). Dari grafik hubungan peningkatan temperatur gas buang terhadap penurunan efisiensi pada lampiran dapat dilihat nilai efisiensi turun 1.25 % setiap kenaikan temperatur gas buang sebesar 50 F. Tingginya temperatur gas buang juga disebabkan oleh tingginya udara lebih, karena udara yang keluar tersebut membawa panas dari boiler (*Dukelow, 1995*).

- Kerugian kadar air yang disebabkan pembakaran dari hidrogen didalam bahan bakar.

Waktu terjadinya proses pembakaran hidrogen, hasil pembakarannya adalah H_2O yang segera menguap dan mendapat pemanasan lanjut. Seperti halnya uap air maka air yang terbentuk akan segera dibawah kondisi saturasi kemudian mendapat pemanasan lanjut lalu menjadi uap panas lanjut dibawah kondisi tekanan dan temperatur ruang pembakaran kemudian bergabung dengan unsur – unsur gas buang lainnya lalu mengalami perpindahan panas dan meninggalkan Boiler dibawah kondisi cerobong (*Dukelow, 1995*).

Laju udara bersih yang disuplai. Boiler harus dioperasikan dengan laju alir udara yang lebih dari kebutuhan udara teoritis yang dihitung berdasarkan analisa gas asap, tetapi udara berlebih yang terlalu banyak juga akan mengakibatkan terjadinya kerugian pengambilan panas sendiri oleh udara berlebih untuk dibawa bersama gas buang (*Dukelow, 1995*).



Fungsi Barner adalah untuk mencampur bahan bakar dan udara dengan proporsi yang sesuai untuk terjadinya penyalaan api dan untuk menjaga pembakaran terus menerus berjalan dengan baik, barner yang tidak distel dengan baik akan mengakibatkan pencampuran udara dan bahan bakar tidak sesuai pada setiap laju pembebanan akan meningkatkan kebutuhan udara berlebih dan memboroskan bahan bakar, sehingga efisiensi boiler akan turun (*Dukelow, 1995*).

- Temperatur udara pembakaran juga merupakan faktor yang mempengaruhi efisiensi boiler. Temperatur udara pembakaran dapat dinaikkan dengan memanfaatkan gas buang yang tinggi melalui air preheater. Efisiensi boiler dapat ditingkatkan sebesar 1 % setiap kenaikan temperatur udara pembakaran sebesar 25°C .

- Fouling, yaitu terjadinya deposit atau pengerakan pada permukaan perpindahan panas yang dapat mengakibatkan tidak effisiennya hasil pembakaran dan mengakibatkan juga temperatur gas buang akan tinggi.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 KESIMPULAN

Berdasarkan analisa data dan pembahasan yang telah dilakukan dapat disimpulkan :

1. Kerugian – kerugian terjadi pada boiler, hal ini disebabkan karena kerugian panas pada dry exhaust gas dan kerugian karena kadar air yang disebabkan pembakaran dari hidrogen didalam bahan bakar
2. Kerugian – kerugian ini menyebabkan penurunan efisiensi boiler dari 87.2 % menjadi 83.94 % dan hal ini berpengaruh pada turunnya efisiensi plant dari 31.2 % menjadi 28.69 %
3. Faktor tingginya gas buang mempengaruhi besarnya kerugian – kerugian pada boiler. Faktor kebersihan dari permukaan tube sangat berpengaruh pada penyerapan panas yang terjadi pada boiler.

5.2 SARAN

Langkah – langkah penghematan energi dapat ditekan dengan meningkatkan efisiensi peralatan. Untuk meningkatkan efisiensi dari boiler yang dapat dilakukan adalah dengan mengurangi kerugian pada exhaust gas yaitu memanfaatkan sebagai pemanas udara. Hal ini sudah dilakukan tetapi perlu dilakukan usaha untuk menurunkan ratio kebocoran pada pemanas udara. Selain hal diatas, perlu dilakukan perbaikan atau perawatan terhadap permukaan perpindahan panas atau tube untuk mengurangi penebalan kerak dan kebocoran.

DAFTAR PUSTAKA

- Callghan, P. W, (1992), *Energi Management*, Mc. Graw Hill, New York.
- Culp, A, (1991), *Prinsip-prinsip Konversi Energi*, Mc. Graw Hill, Jilid 1, New York.
- Dukelow, S. G, (1995), *Improving Boiler Efisiensi*, Kansas State University, Kansas
- El- Wakil, M. M, (1992), *Instalasi Pembangkit Daya* , jilid 1, Penerbit Erlangga, Jakarta.
- Holman, J. P, (1994), *Perpindahan Panas*, Edisi Keenam, Penerbit Erlangga, Jakarta.
- Kent's, (1987), *Mechanical Engineering Hand Book*, John Willey & Sons, First Edition, New York.
- Muin,S. A, (1998), *Pesawat dan Konversi Energi: Ketel Uap*, Erlangga, Jakarta.
- Payne, W (1996), *Effisiensi Boiler Operation Source Book*, Fourth Edition, Prentice Hall, London.
- Setyardjo, J, (1993), *Ketel Uap*, Pradnya Paramita, Jakarta.
- Turner, W. C, (1986), *Energi Management HandBook*, Mc Graw Hill, London.

Boiler efficiency calculation sheet

Ambient air

Absolute humidity (Aa₆)

$$Aa_6 = \frac{Aa_3 \times Aa_4 \times 10^{-2}}{760 - Aa_3 \times Aa_4 \times 10^{-2}} \times 0.622$$

Fuel oil analysis

Total unsur – unsure pada bahan bakar (Bb₈)

$$Bb_8 = Bb_1 + Bb_2 + Bb_3 + Bb_4 + Bb_5 + Bb_6 + Bb_7$$

Low heating value LHV

$$LHV = HHV - 6x(Bb_7 + 9Bb_2)$$

Acid corrected value (Bb₁₂)

$$Bb = 22.5Bb_3 + 15$$

Flue gas analysis

N₂ at boiler outlet (Cc₃)

$$Cc_3 = 100 - Cc_1 - Cc_2$$

N₂ at AH outlet (Cc₇)

$$Cc_7 = 100 - Cc_5 - Cc_6$$

Excess air ratio

Excess air at boiler outlet (Dd₁)

$$Dd_1 = \frac{21}{21 - 79 \frac{Cc_1}{Cc_3}}$$

Excess air at AH outlet (Dd₂)

$$Dd_2 = \frac{21}{21 - 79 \frac{Cc_5}{Cc_7}}$$

Combustion Calculation

Solid combustion loss (Ee2)

$$Ee_2 = Ee_1 x \frac{HHV}{8100}$$

Fuel in product (Ee3)

$$Ee_3 = (100 - Bb_6 - Ee_2) x 10^4 / HHV$$

Effect of unburned combustible (Ee4)

$$Ee = 1 - \frac{Ee_2}{100}$$

Atmospheric air dry (Ee5)

$$Ee_5 = (34.48 x 10^4 x (\frac{Bb_1}{3} + Bb_2 \frac{Bb_3 - Bb_4}{8})) / HHV$$

Corrected atmospheric air dry (Ee6)

$$Ee_6 = Ee_4 x Ee_5$$

Atmospheric air wet (Ee7)

$$Ee_7 = Ee_6 9 + (Ee_6 x Aa_5)$$

Moisture in fuel (Ee8)

$$Ee_8 = \frac{Bb_7}{HHV} x 10^4$$

Moisture from hydrogen (Ee9)

$$Ee_9 = \frac{9 x Bb_2}{HHV} x 10^4$$

Moisture from fuel (Ee10)

$$Ee_{10} = Ee_8 + Ee_9$$

Moisture from burner atomizing steam (Ee11)

$$Ee_{11} = Kk_2 / Ff_{12}$$

Combustion air (Ee12)

$$Ee_{12} = Dd_1 \times Ee_7$$

Product of combustion (Ee13)

$$Ee_{13} = Ee_3 + Ee_{11} + Ee_{12}$$

Moisture in air (Ee14)

$$Ee_{14} = Aa_6 \times Dd_1 \times Ee_5$$

Total moisture (Ee15)

$$Ee_{15} = Ee_{10} + Ee_{11} + Ee_{14}$$

Dry gas at AH inlet (Ee16)

$$Ee_{16} = Ee_{13} - Ee_{15}$$

CO wt% at AH inlet (Ee17)

$$Ee_{17} = 28 \times Cc_4 \times 10^2 + (28 \times Cc_4 + 32 \times Cc_1 + 44 \times Cc_2 + 28 \times Cc_3)$$

Fuel heat input

Fuel heat input (Ff2)

$$Ff_2 = Ff_1 \times HHV \times 10^{-6}$$

Air & Gas flow

Air flow at AH outlet (Gg1)

$$Gg_1 = Ee_{12} \times Ff_2$$

Gas flow at AH inlet (Gg2)

$$Gg_2 = Ee_{13} \times Ff_2$$

Ratio of AH leakage air (Gg3)

$$Gg_3 = \frac{Dd_2}{Dd_1} - 1$$

Leakage air flow of AH (Gg4)

$$Gg_4 = Gg_1 \times Gg_3$$

Air flow at AH inlet (Gg5)

$$Gg_5 = Gg_1 + Gg_4$$

Gas flow at AH outlet (Gg6)

$$Gg_6 = Gg_2 + Gg_4$$

Heat credit

Heat credit by SAH (Hh4)

$$Hh_4 = Gg_5 \times 0.24 (Hh_2 - Hh_1) \times 10^{-6}$$

Heat credit ratio α (Hh5)

$$Hh_5 = Hh_4 / Ff_2$$

Heat credit ratio α' (Hh6)

$$Hh_6 = 1 + Hh_5$$

AH outlet uncorrected temperature

Ratio of leakage air (Ii2)

$$Ii_2 = Gg_4 / Gg_2$$

Ratio of specific heat (Ii5)

$$Ii_5 = Ii_3 / Ii_5$$

Uncorrected gas temperature at AH outlet (Ii6)

$$Ii_6 = Ii_1 + Ii_2 \times (Ii_1 - Ii_5 \times Hh_2)$$

AH cold end metal temperature uncorrected(Ii7)

$$Ii_7 = Hh_2 + Ii_6 / 2$$

Auxiliary steam flow

Steam air heater

Steam flow (Oo7)

$$Oo_7 = Hh_4 \times 10^6 / (Oo_5 - Oo_6)$$

Oil heater

Heat absorption of fuel at oil heater (Oo11)

$$Oo_{11} = Ff_5 \times Oo_{10} \times (Oo_9 - Oo_8)$$

Steam flow (Oo16)

$$Oo_{16} = \frac{Oo_{11}}{Oo_{15} - Oo_{14}}$$

Heat loss HHV base

Acid corrected value (Qq1)

$$Qq_1 = Bb_{12} / HHV / Hh_6 \times 10^2$$

Dry exhaust gas loss (Qq2)

$$Qq_2 = Ee_{16} \times 0.24 \times (Ii_6 - Aa_1) \times 10^{-4} / Hh_6$$

Moisture loss in fuel

enthalpy different (Qq4)

$$Qq_4 = Qq_3 - Aa_1$$

Loss (Qq5)

$$Qq_5 = Ee_8 \times Qq_4 \times 10^{-4} / Hh_6$$

Moisture loss due to combustion hydrogen in fuel (Qq6)

$$Qq_6 = Ee_9 \times Qq_4 \times 10^{-4} / Hh_6$$

Moisture loss of combustion air (Qq7)

$$Qq_7 = Ee_{14} \times 0.46 \times (Ii_6 - Aa_1) \times 10^{-4} / Hh_6$$

Steam loss for fuel oil atomizing (Qq8)

$$Qq_8 = Ee_{11} \times (Jj_9 - Jj_{11}) \times 10^{-4} / Hh_6$$

Total loss (Qq10)

$$Qq_{10} = Qq_1 + Qq_2 + Qq_5 + Qq_6 + Qq_7 + Qq_8 + Qq_9$$

Heat loss method

Boiler gross efficiency η_B HHV base (Rr1)

$$Rr_1 = 100 - Qq_{10}$$

Turbine Efficiency Calculation Sheet

Heat quantity

Turbine inlet steam heat quantity

Main steam flow meter base (C_1)

$$C_1 = B_1 \times A_3$$

Heat quantity

Heat quantity of spray water for desuperheater (F_1)

$$F_1 = E_1 \times D_3$$

Actual B.F.P outlet feed water flow

Main steam flow base (H_1)

$$H_1 = B_1 + (R_1 - O_1)$$

Actual final feed water flow

Main steam flow base (J_1)

$$J_1 = H_1 - I_1$$

Heat quantity

Heat quantity of feed water at top heater outlet

Main steam flow base (K_1)

$$K_1 = H_1 \times G_3$$

Extracted steam flow to SAH (M_2)

$$M_2 = M_1 / (L_3 - L_6)$$

Heat quantity of extracted steam to SAH (M_3)

$$M_3 = M_2 \times L_3$$

Heat quantity of SAH drain (M_4)

$$M_4 = M_2 \times L_6$$

Auxiliary steam flow

Total extracted steam to auxiliaries (O_3)

$$O_3 = O_1 + O_2$$

Heat quantity

Heat quantity of auxiliary steam (P_1)

$$P_1 = O_3 \times N_3$$

Heat quantity

Heat quantity of make-up water (S_1)

$$S_1 = R_1 \times Q_2$$

Heat rate calculation

Main steam flow meter base (U_1)

$$U_1 = (C_1 - K_1 - P_1 + M_4 - F_1 + S_1) / T_2$$

Calculated turbine efficiency

Main steam flow meter base (V_1)

$$V_1 = \frac{860}{U_1} \times 100$$

Plant Efficiency Calculation Sheet

Plant efficiency

Main steam flow base (d)

$$d = a \times b \times (100 - c) \times 10^{-4}$$

BOILER EFFICIENCY CALCULATION SHEET

	item		unit	value
Ambient air	temperature (dry bulb)	Aa1	c	30.8
	temperature (wet bulb)	Aa2	c	24.1
	relative humidity	Aa3	%	57
	satur. Press. at temp. (dry bulb) Ps	Aa4	mmHg	33.3
	Absolute humidity X	Aa5	kg/kg	0.01593236
	carbon C	Bb1	wt. %	84.78
	Hydrogen H	Bb2	wt. %	12.89
	Sulphur S	Bb3	wt. %	1.64
	Nitrogen N	Bb4	wt. %	0.67
	Oxygen O	Bb5	wt. %	0
	Ash	Bb6	wt. %	0.01
	Moisture	Bb7	wt. %	0.01
fuel oil analysis	Total	Bb8	wt. %	100
	HHV	Bb9	kcal/kg	10360
	LHV	Bb10	kcal/kg	9663.88
	Specific gravity (15/4C)	Bb11		0.9445
	Acid corrected value Hac	Bb12	kcal/kg	51.9
	at boiler outlet			
	O2	Cc1	%	6.26
	CO2	Cc2	%	14.36
	N2	Cc3	%	79.38
	CO	Cc4	%	0
	at AH outlet			
	O2	Cc5	%	8.11
Fluegas analysis	CO2	Cc6	%	12.8
	N2	Cc7	%	79.09
	At boiler outlet	Dd1		1.4218041
	At AH outlet	Dd2		1.62800431
	combustible loss	Ee1	%	0
	solid combustible loss	Ee2	%	0
	fuel in product	Ee3	kg/106kcal	96.515444
	effect of unburned combustible C	Ee4	kg/106kcal	1
	Atmospheric air (dry) Aod	Ee5	kg/106kcal	1424.1305
Excess air ratio				

fuel consumption	Combustion calculation	Corrected atmospheric air (dry) Cao	Ee6	kg/106kcal	1424.1305
		Atmospheric air (wet) Cao	Ee7	kg/106kcal	1446.82026
		Moisture in fuel	Ee8	kg/106kcal	0.00985251
]moisture from hydrogen	Ee9	kg/106kcal	111.978764
		moiswture from fuel	Ee10	kg/106kcal	111.988417
		moisture from burner atomizing steam	Ee11	kg/106kcal	3.01190777
		combustion air	Ee12	kg/106kcal	2057.09498
		product of combustion	Ee13	kg/106kcal	2156.62233
		moisture in air	Ee14	kg/106kcal	32.260395
		total moisture	Ee15	kg/106kcal	147.26072
		dry gas (at AH inlet)	Ee16	kg/106kcal	2009.36161
		fuel consumption	Ff11	kg/jam	7371
		fuel heat input (HHV base)	Ff12	106kcal/jam	76.36356
		air flow at AH outlet	Gg1	kg/jam	157087.096
		gas flow at AH inlet	Gg2	kg/jam	164687.359
AH outlet uncorrected temperature	Air & gas flow	ratio of AH leakage air	Gg3	kg/jam	0.14502716
		leakage air flow of AH	Gg4	kg/jam	22781.8956
		air flow at AH inlet	Gg5	kg/jam	179868.992
		gas flow at AH outlet	Gg6	kg/jam	187469.255
		air temperature at SAH inlet	Hh1	C	30.8
		air temperature at AH inlet	Hh2	C	55.9
		specific heat for air	Hh3	kcal/kg C	0.24
		heat credit by SAH	Hh4		1.08353081
		heat credit ratio alpha	Hh5		0.01418911
		1 + alpha	Hh6		1.01418911
		gas temperature at AH outlet (corrected)	li1	C	181
		ratio of leakage air	li2		0.13833421
		air specific heat at AH inlet	li3	kcal/kg C	0.24
		gas specific heat at AH outlet	li4	kcal/kg C	0.2595
		ratio of specific heat	li5		0.9249
		uncorrected gas temp at AH outlet	li6	C	198.886349
	heat credit	AH cold end metal temp (uncorrected)	li7	C	127.393175
		steam press at SH outlet	Jj1	kg/cm2 g	89.03
		steam press at drum	Jj2	kg/cm2 g	92.03
		feed water press at drum inlet	Jj3	kg/cm2 g	97
		feed water press at BFP outlet	Jj4	kg/cm2 g	100

	steam temp at SH outlet	Jj5	C	308.5
	feed water temp at drum inlet	Jj6	C	184
	feed water temp at BFP outlet	Jj7	C	130.2
	steam enthalpy at SH outlet (is)	Jj8	kcal/kg	813.72
	saturated steam enthalpy at drum	Jj9	kcal/kg	655.03
	saturated water enthalpy at drum	Jj10	kcal/kg	327.3
	feed water enthalpy at drum inlet (if)	Jj11	kcal/kg	187.51
steam & water press temp enthalpy	spray water enthalpy at DSH inlet (isp)	Jj12	kcal/kg	131.45
	burner inlet fuel oil press	Kk1	kg/cm2 g	13
burner atomizing steam	burner atomizing steam flow	Kk2	kg/jam	230
Feedwater flow	actual feed water flow (Wf')	Ll1	kg/jam	99693
Main steam flow	actual main steam flow (Ws)	Mm1	kg/jam	102500
Spray water flow	actual spray flow (Wsp)	Nn1	kg/jam	4202
	steam air heater			
	no. 3 extraction steam press	Oo1	kg/cm2 g	2.73
	no. 3 extraction steam temp	Oo2	C	163
	drain press	Oo3	kg/cm2 g	47.78
	draine temp	Oo4	C	67.6
	heating steam enthalpy	Oo5	kcal/kg	666.67
	drain enthalpy	Oo6	kcal/kg	67.6
	steam flow	Oo7	kg/jam	1808.68814
	oil heater			
	fuel temp at oil heater inlet	Oo8	C	43.9
	fuel temp at oil heater outlet	Oo9	C	101
	specific heat of fuel oil	Oo10	kcal/kg C	0.44
	heat absorption of fuel at oil heater	Oo11	kcal/jam	185189.004
	steam press in oil heater sheel	Oo12	kg/cm2 g	1.5
	drain temp at oil heater outlet	Oo13	C	64.3
	drain enthalpy at oil heater outlet	Oo14	kcal/kg	64.3
	heating steam enthalpy	Oo15	kcal/kg	666.67
	steam flow	Oo16	kg/jam	307.433976
	acid corrected value (L1)	Qq1	%	0.49395645
	dry exhaust gas loss (L2)	Qq2	%	7.99250369
	moisture loss in fuel]			
	Enthalpy of steam in AH outlet gas	Qq3	kcal/kg	677
	enthalpy different	Qq4	kcal/kg	646.2

Auxiliary steam flow

base)

heat loss method	heat loss (HHV I)	Loss (L3)	Qq5	%	0.00001362
		Moisture loss due to combustion hydrogen in fuel (L4)	Qq6	%	7.13483087
		moisture loss of combustion air (L5)	Qq7	%	0.24594671
		steam loss for fuel oil atomizing (L6)	Qq8	%	0.13884266
		heat transfer and convection loss (L7)	Qq9	%	0.31
		total loss (L)	Qq10	%	16.3166954
		boiler gross efficiency nB (g) (HHV base)	Rr1	%	83.6833046

TURBINE EFFICIENCY CALCULATION SHEET

	item		unit	value
Steam condition	main steam pressure	A1	kg/cm2 g	88.03
	main steam temperature	A2	C	505
	main steam enthalpy	A3	kcal/kg	813.1
	actual main steam flow	B1		102500
Heat quantity	turbine inlet steam heat quantity			
	main steam flow	C1	kcal/jam	83342750
	BFP outlet feed water pressure	D1	kg/cm2 g	100
	BFP outlet feed water temperature	D2	C	130.2
BFP outlet condition	BFP outlet feed water enthalpy	D3	kcal/kg	132.25
	actual spray water flow	E1	kg/jam	4202
	heat quantity of spray water for desuperheater DSH	F1	kcal/jam	555714.5
	final feed water pressure	G1	kg/cm2 g	97
Final feed water condition	final feed water temperature	G2	C	184
	final feed water enthalpy	G3	kcal/kg	187.51
Actual BFP outlet feed water flow	Actual BFP outlet feed water flow			
	main steam flow base	H1	kg/jam	103594.566
	actual spray water flow	I1	kg/jam	4202
	Actual final feed water flow			
Heat quantity	main steam flow base	J1	kg/jam	99392.566
	heat quantity of feed water at top heater outlet			
	main steam flow base	K1	kcal/jam	363700.1
	No.3 extraction steam pressure	L1	kg/cm2 g	2.73
	No.3 extraction steam temperature	L2	C	163
	No.3 extraction steam enthalpy	L3	kcal/kg	663.67

Inlet and outlet steam condition	SAH outlet drain pressure	L4	kg/cm ² g	47.76
	SAH outlet drain temperature	L5	C	67.6
	SAH outlet drain enthalpy	L6	kcal/kg	67.6
	Heat credit by SAH	M1	kcal/jam	1083530.81
Auxiliary steam condition	Extraction steam flow to SAH	M2	kg/jam	1808.68814
	Heat quantity of extracted steam to SAH	M3	kcal/jam	1205798.12
	Heat quantity of SAH drain	M4	kcal/jam	122267.318
	No.3 extraction steam pressure	N1	kg/cm ² g	2.73
Auxiliary steam flow	No.3 extraction steam temperature	N2	C	163
	No.3 extraction steam enthalpy	N3	kcal/kg	666.67
	Extracted steam flow to oil heater	O1	kg/jam	307.433976
	Extracted steam flow to SAH	O2	kg/jam	1808.68814
Heat quantity	Total extracted steam to auxiliaries	O3	kg/jam	2116.12212
	Heat quantity of auxiliary steam	P1	kcal/jam	1410755.13
	make - up water temperature	Q1	C	30
	Make - up water enthalpy	Q2	kcal/kg	30
Actual make - up flow	Actual make - up flow	R1	kg/jam	1402
	Heat quantity of make - up water	S1	kcal/jam	42060
	Condenser pressure	T1	kg/cm ² g	
	Generator output	T2	k W	25000
Other data	Generator power factor	T3	%	87.86
	heat rate calculation			
	Main steam flow meter base	U1	kcal/jam	2516.14031
	Calculated turbine efficiency			
Calculated turbine efficiency	Calculated turbine efficiency			
	Main steam flow meter base	V1	%	34.179334

PLANT EFFICIENCY CALCULATION SHEET

item		unit	value
Boiler efficiency (nB : Loss method)	a	%	83.6833046
Turbine efficiency (nT)			
Main steam	b	%	34.179334

Plant loss (Lp)
Plant efficiency (nP)
Main steam

%

c

%

d

28.599536

LAMPIRAN : DATA LAPANGAN

Boiler		Desian	operasi
Fuel consumption	kg/jam	6650	7371
HHV	kcal/kg	10339	103600
Carbon content in fuel	%	86	84.78
Hydrogen content in fuel	%	12	12.9
Sulphur content in fuel	%	1.6	1.64
Nitrogen content in fuel	%	0.2	0.67
Oxygen content in fuel	%	0.2	0
Ash content in fuel	%	0	0.01
Moisture content in fuel	%	0	0.01
SH Spary water flow	kg/jam	2800	4202
Air Preheater inlet O2	%	4.1	6.26
Air Preheater inlet dry gasflow	kg/kg.F	17.24	19.81
Air preheater outlet O2	%	5.3	8.11
Air Preheater outlet dry gasflow	kg/kg.F	18.51	22.57
Ambient air temperature _TRA	C	30	30.8
Air Preheater inlet Gas temperature _TGI	C	349	386
Air Preheater outlet Gas temperature _TGI	C	151	181
Air Preheater		Desian	operasi
Air Preheater inlet Gas temperature _TGI	C	349	386
Air preheater no leakage tempeartur _TGNL	C	156.31	197.98
Air preheater gas temperature drop	C	192.69	188.02
Air preheater inlet air temperature _TAI	C	69	42
Air preheater outlet air temperature _TAI	C	289	245
Air preheater air temperature rise	C	220	203
Turbine		Desian	operasi
Main steam flow	kg/jam	95690	102500
main steam pressure	kg/cm2	89	89.03
main steam tempareture	C	510	506
Final feedwater temperature	C	179	185
Condenser		Desian	operasi
Condenser vacuum	mmHg	700	691
tube cleanness factor _CF	%	85	59.73
tube terminal temperature difference _TTD	C	4.51	6.68
condenser inlet cooling water temperature	C	30	31.87
condenser outlet cooling water temperature	C	37	37.5
Feedwater heater #5		Desian	operasi
Heating steam pressure	kg/cm2	10.6	12.63
heating steam temperature	C	307.34	319
heating steam flow	kg/jam	3740	4767
drain water temperature	C	161.2	162
heater inlet feedwater temperature	C	155.6	157
heater outlet feedwater temperature	C	179	185
feedwater flow	kg/jam	93850	99693
TR	C	23.4	28
TTD	C	2.58	4.4
DCA	C	5.6	5

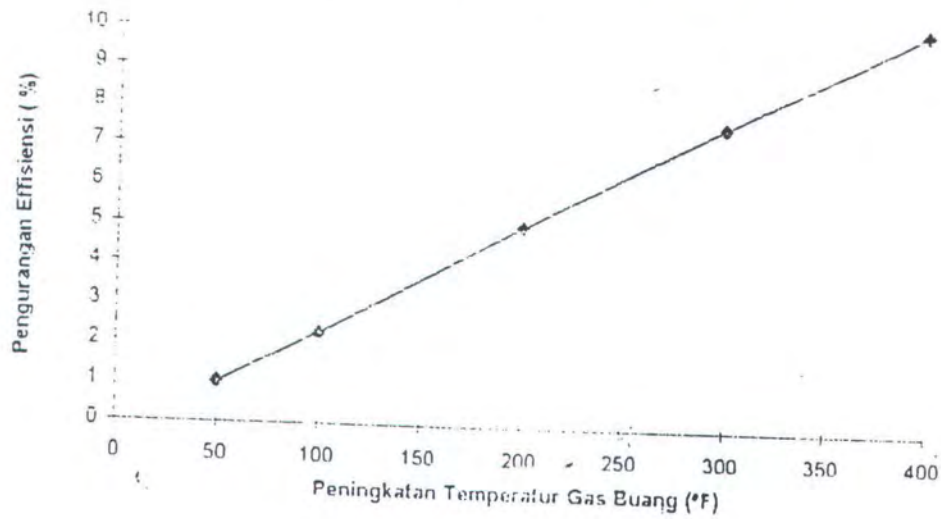
Feedwater heater #4		Desian	operasi
Heating steam pressure	kg/cm2	6.06	7.03
heating steam temperature	C	233.79	248.75
heating steam flow	kg/jam	4820	4520
drain water temperature	C	131.6	141.67
heater inlet feedwater temperature	C	126	130.9
heater outlet feedwater temperature	C	155.6	157
feedwater flow	kg/jam	93850	99693
TR	C	29.6	26.1
TTD	C	2.86	7.34
DCA	C	5.6	10.77

Feedwater heater #3			
Heating steam pressure	kg/cm2	2.26	2.58
heating steam temperature	C	157.89	177.99
heating steam flow	kg/jam	5700	8869
heater inlet feedwater temperature	C	84.1	87
heater outlet feedwater temperature	C	122.7	127.6
condensate water flow	kg/jam	82150	85500
feedwater flow	kg/jam	93850	99693
TR	C	38.6	40.6
TTD	C	0.79	0.21
DCA	C		

Feedwater heater #2			
Heating steam pressure	kg/cm2	0.64	
heating steam temperature	C		
heating steam flow	kg/jam	4260	4112
drain water temperature	C	61.2	67
heater inlet feedwater temperature	C	55.6	60.4
heater outlet feedwater temperature	C	84.1	87
condensate water flow	kg/jam	82150	85500
TR	C	28.5	26.6
TTD	C	2.98	2.68
DCA	C	5.6	6.6

Feedwater heater #1			
Heating steam pressure	kg/cm2	0.19	0.2311
heating steam temperature	C		
heating steam flow	kg/jam	1040	2003
drain water temperature	C	52	52.5
heater inlet feedwater temperature	C	46.4	47
heater outlet feedwater temperature	C	55.6	60.4
condensate water flow	kg/jam	82150	85500
TR	C	9.2	13.4
TTD	C	2.94	2.39
DCA	C	5.6	5.5

Grafik Hubungan Peningkatan
Temperatur Gas Buang Terhadap Penurunan Efisiensi



Grafik Hubungan Peningkatan Temperatur Gas Buang
Terhadap Efisiensi Boiler

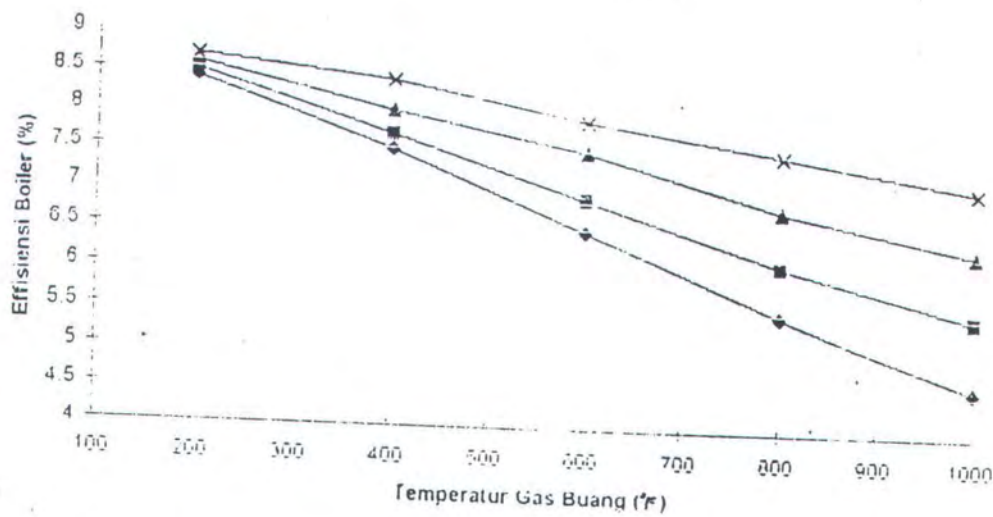


TABLE 1

SATURATION LINE (TEMPERATURE)

bs. Press. bar	Specific Enthalpy kJ/kg			Specific Entropy kJ/kg °C			Specific Volume dm ³ /kg			Temp. °C
p_s	h_f	h_{fg}	h_g	s_f	s_{fg}	s_g	v_f	v_{fg}	v_g	t_s
0.00611	0.00	2501.6	2501.6	0.0000	9.1575	9.1575	1.0002	206161.9	206162.9	0.01
0.00633	2.07	2500.4	2502.5	0.0076	9.1368	9.1444	1.0002	199323.2	199324.2	0.5
0.00657	4.17	2499.2	2503.4	0.0153	9.1158	9.1311	1.0001	192606.4	192607.4	1.0
0.00681	6.28	2498.0	2504.3	0.0229	9.0949	9.1178	1.0001	186142.8	186143.8	1.5
0.00705	8.39	2496.8	2505.2	0.0306	9.0741	9.1047	1.0001	179921.9	179922.9	2.0
0.00731	10.49	2495.7	2506.1	0.0382	9.0533	9.0915	1.0001	173933.6	173934.6	2.5
0.00757	12.60	2494.5	2507.1	0.0459	9.0326	9.0785	1.0000	168168.4	168169.4	3.0
0.00785	14.70	2493.3	2508.0	0.0535	9.0120	9.0655	1.0000	162617.2	162618.2	3.5
0.00813	16.80	2492.1	2508.9	0.0611	8.9915	9.0526	1.0000	157271.2	157272.2	4.0
0.00842	18.90	2490.9	2509.8	0.0686	8.9711	9.0397	1.0000	152122.2	152123.2	4.5
0.00872	21.01	2489.7	2510.7	0.0762	8.9507	9.0269	1.0000	147162.1	147163.1	5.0
0.00903	23.11	2488.5	2511.7	0.0838	8.9304	9.0141	1.0000	142383.2	142384.2	5.5
0.00935	25.21	2487.4	2512.6	0.0913	8.9102	9.0014	1.0000	137778.5	137779.5	6.0
0.00967	27.31	2486.2	2513.5	0.0988	8.8900	8.9888	1.0000	133340.8	133341.8	6.5
0.01001	29.41	2485.0	2514.4	0.1063	8.8699	8.9762	1.0001	129063.4	129064.4	7.0
0.01036	31.51	2483.8	2515.3	0.1138	8.8499	8.9637	1.0001	124940.1	124941.1	7.5
0.01072	33.60	2482.6	2516.2	0.1213	8.8300	8.9512	1.0001	120964.6	120965.6	8.0
0.01109	35.70	2481.5	2517.2	0.1287	8.8101	8.9388	1.0001	117131.2	117132.2	8.5
0.01147	37.80	2480.3	2518.1	0.1362	8.7903	8.9265	1.0002	113434.3	113435.3	9.0
0.01186	39.90	2479.1	2519.0	0.1436	8.7706	8.9142	1.0002	109868.6	109869.6	9.5
0.01227	41.99	2477.9	2519.9	0.1510	8.7510	8.9020	1.0002	106428.7	106429.7	10.0
0.01269	44.09	2476.7	2520.8	0.1584	8.7314	8.8898	1.0003	103110.0	103111.0	10.5
0.01312	46.19	2475.5	2521.7	0.1658	8.7119	8.8776	1.0003	99907.7	99908.7	11.0
0.01356	48.28	2474.4	2522.7	0.1731	8.6924	8.8656	1.0004	96817.2	96818.2	11.5
0.01401	50.38	2473.2	2523.6	0.1805	8.6731	8.8535	1.0004	93834.4	93835.4	12.0
0.01448	52.47	2472.0	2524.5	0.1878	8.6538	8.8416	1.0005	90955.0	90956.0	12.5
0.01497	54.57	2470.8	2525.4	0.1952	8.6345	8.8297	1.0006	88175.1	88176.1	13.0
0.01546	56.66	2469.7	2526.3	0.2025	8.6153	8.8178	1.0006	85490.9	85491.9	13.5
0.01597	58.75	2468.5	2527.2	0.2098	8.5962	8.8060	1.0007	82898.7	82899.7	14.0
0.01650	60.85	2467.3	2528.1	0.2170	8.5772	8.7943	1.0008	80395.2	80396.2	14.5
0.01704	62.94	2466.1	2529.1	0.2243	8.5582	8.7825	1.0008	77976.9	77977.9	15.0
0.01760	65.03	2464.9	2530.0	0.2316	8.5393	8.7709	1.0009	75640.6	75641.6	15.5
0.01817	67.13	2463.8	2530.9	0.2388	8.5205	8.7593	1.0010	73383.2	73384.2	16.0
0.01875	69.22	2462.6	2531.8	0.2461	8.5017	8.7478	1.0011	71201.9	71202.9	16.5
0.01935	71.31	2461.4	2532.7	0.2533	8.4830	8.7363	1.0011	69093.7	69094.7	17.0
0.01998	73.40	2460.2	2533.6	0.2605	8.4644	8.7248	1.0012	67056.1	67057.1	17.5
0.02062	75.50	2459.0	2534.5	0.2677	8.4458	8.7135	1.0013	65086.3	65087.3	18.0
0.02128	77.59	2457.9	2535.4	0.2748	8.4273	8.7021	1.0014	63181.9	63182.9	18.5
0.02196	79.68	2456.7	2536.3	0.2820	8.4088	8.6908	1.0015	61340.4	61341.4	19.0
0.02265	81.77	2455.5	2537.3	0.2892	8.3904	8.6796	1.0016	59559.6	59560.6	19.5
0.02337	83.86	2454.3	2538.2	0.2963	8.3721	8.6684	1.0017	57837.3	57838.3	20.0
0.02410	85.95	2453.1	2539.1	0.3034	8.3538	8.6573	1.0018	56171.3	56172.3	20.5
0.02485	88.04	2452.0	2540.0	0.3105	8.3356	8.6462	1.0019	54559.6	54560.6	21.0
0.02563	90.13	2450.8	2540.9	0.3176	8.3175	8.6351	1.0020	53000.2	53001.2	21.5
0.02642	92.23	2449.6	2541.8	0.3247	8.2994	8.6241	1.0022	51491.2	51492.2	22.0
0.02724	94.32	2448.4	2542.7	0.3318	8.2814	8.6132	1.0023	50031.0	50032.0	22.5
0.02808	96.41	2447.2	2543.6	0.3389	8.2634	8.6023	1.0024	48617.6	48618.6	23.0
0.02894	98.50	2446.1	2544.5	0.3459	8.2455	8.5914	1.0025	47249.5	47250.5	23.5
0.02982	100.6	2444.9	2545.5	0.3530	8.2277	8.5806	1.0026	45924.9	45926.0	24.0
0.03073	102.7	2443.7	2546.4	0.3600	8.2099	8.5699	1.0028	44642.5	44643.5	24.5
0.03166	104.8	2442.5	2547.3	0.3670	8.1921	8.5592	1.0029	43400.7	43401.7	25.0
0.03262	106.9	2441.3	2548.2	0.3740	8.1745	8.5485	1.0030	42198.1	42199.1	25.5
0.03360	108.9	2440.2	2549.1	0.3810	8.1569	8.5379	1.0031	41033.3	41034.3	26.0
0.03460	111.0	2439.0	2550.0	0.3880	8.1393	8.5273	1.0033	39905.0	39906.0	26.5
0.03564	113.1	2437.8	2550.9	0.3949	8.1218	8.5168	1.0034	38811.9	38812.9	27.0
0.03670	115.2	2436.6	2551.8	0.4019	8.1044	8.5063	1.0036	37752.8	37753.8	27.5
0.03778	117.3	2435.4	2552.7	0.4088	8.0870	8.4959	1.0037	36726.6	36727.6	28.0
0.03890	119.4	2434.2	2553.6	0.4158	8.0697	8.4855	1.0038	35732.0	35733.0	28.5
0.04004	121.5	2433.1	2554.5	0.4227	8.0524	8.4751	1.0040	34768.1	34769.1	29.0
0.04121	123.6	2431.9	2555.4	0.4296	8.0352	8.4648	1.0041	33833.7	33834.7	29.5
0.04241	125.7	2430.7	2556.4	0.4365	8.0180	8.4546	1.0043	32927.9	32928.9	30.0

E 1 — SATURATION LINE (TEMPERATURE) — continued

Abs. Press. bar	Specific Enthalpy kJ/kg			Specific Entropy kJ/kg °C			Specific Volume dm ³ /kg			Temp. °C
p_s	h_f	h_{fg}	h_g	s_f	s_{fg}	s_g	v_f	v_{fg}	v_g	t_s
0.04241	125.7	2430.7	2556.4	0.4365	8.0180	8.4546	1.0043	32927.9	32928.9	30.0
0.04365	127.8	2429.5	2557.3	0.4434	8.0009	8.4443	1.0045	32049.7	32050.7	30.5
0.04491	129.8	2428.3	2558.2	0.4503	7.9839	8.4342	1.0046	31198.1	31199.1	31.0
0.04621	131.9	2427.1	2559.1	0.4571	7.9669	8.4240	1.0048	30372.3	30373.3	31.5
0.04753	134.0	2425.9	2560.0	0.4640	7.9500	8.4140	1.0049	29571.4	29572.4	32.0
0.04889	136.1	2424.8	2560.9	0.4708	7.9331	8.4039	1.0051	28794.5	28795.5	32.5
0.05029	138.2	2423.6	2561.8	0.4777	7.9163	8.3939	1.0053	28040.9	28041.9	33.0
0.05172	140.3	2422.4	2562.7	0.4845	7.8995	8.3840	1.0054	27309.7	27310.7	33.5
0.05318	142.4	2421.2	2563.6	0.4913	7.8828	8.3740	1.0056	26600.3	26601.3	34.0
0.05468	144.5	2420.0	2564.5	0.4981	7.8661	8.3642	1.0058	25911.9	25913.0	34.5
0.05622	146.6	2418.8	2565.4	0.5049	7.8495	8.3543	1.0059	25243.9	25244.9	35.0
0.05779	148.6	2417.6	2566.3	0.5116	7.8329	8.3445	1.0061	24595.5	24596.5	35.5
0.05940	150.7	2416.4	2567.2	0.5184	7.8164	8.3348	1.0063	23966.1	23967.1	36.0
0.06105	152.8	2415.3	2568.1	0.5252	7.7999	8.3251	1.0065	23355.0	23356.0	36.5
0.06274	154.9	2414.1	2569.0	0.5319	7.7835	8.3154	1.0067	22761.6	22762.8	37.0
0.06447	157.0	2412.9	2569.9	0.5386	7.7672	8.3058	1.0068	22185.8	22186.8	37.5
0.06624	159.1	2411.7	2570.8	0.5453	7.7509	8.2962	1.0070	21626.4	21627.4	38.0
0.06805	161.2	2410.5	2571.7	0.5521	7.7346	8.2867	1.0072	21083.2	21084.2	38.5
0.06991	163.3	2409.3	2572.6	0.5588	7.7184	8.2772	1.0074	20555.6	20556.6	39.0
0.07181	165.4	2408.1	2573.5	0.5654	7.7022	8.2677	1.0076	20043.0	20044.0	39.5
0.07375	167.5	2406.9	2574.4	0.5721	7.6861	8.2583	1.0078	19545.1	19546.1	40.0
0.07574	169.5	2405.7	2575.3	0.5788	7.6701	8.2489	1.0080	19061.3	19062.3	40.5
0.07777	171.6	2404.5	2576.2	0.5854	7.6541	8.2395	1.0082	18591.3	18592.3	41.0
0.07986	173.7	2403.3	2577.1	0.5921	7.6381	8.2302	1.0084	18134.5	18135.5	41.5
0.08198	175.8	2402.1	2577.9	0.5987	7.6222	8.2209	1.0086	17690.5	17691.6	42.0
0.08416	177.9	2400.9	2578.8	0.6054	7.6063	8.2117	1.0088	17259.1	17260.1	42.5
0.08639	180.0	2399.7	2579.7	0.6120	7.5905	8.2025	1.0090	16839.6	16840.7	43.0
0.08867	182.1	2398.5	2580.6	0.6186	7.5748	8.1933	1.0092	16431.9	16432.9	43.5
0.09100	184.2	2397.3	2581.5	0.6252	7.5590	8.1842	1.0094	16035.5	16036.5	44.0
0.09338	186.3	2396.1	2582.4	0.6318	7.5434	8.1751	1.0096	15650.0	15651.0	44.5
0.09582	188.4	2394.9	2583.3	0.6383	7.5277	8.1661	1.0099	15275.2	15276.2	45.0
0.09831	190.4	2393.7	2584.2	0.6449	7.5122	8.1571	1.0101	14910.7	14911.7	45.5
0.1009	192.5	2392.5	2585.1	0.6514	7.4966	8.1481	1.0103	14556.1	14557.2	46.0
0.1035	194.6	2391.3	2586.0	0.6580	7.4812	8.1391	1.0105	14211.3	14212.3	46.5
0.1061	196.7	2390.1	2586.9	0.6645	7.4657	8.1302	1.0107	13875.6	13876.8	47.0
0.1088	198.8	2388.9	2587.7	0.6710	7.4503	8.1214	1.0110	13549.4	13550.5	47.5
0.1116	200.9	2387.7	2588.6	0.6776	7.4350	8.1125	1.0112	13231.9	13232.9	48.0
0.1145	203.0	2386.5	2589.5	0.6841	7.4197	8.1037	1.0114	12922.9	12923.9	48.5
0.1174	205.1	2385.3	2590.4	0.6906	7.4044	8.0950	1.0116	12622.2	12623.2	49.0
0.1203	207.2	2384.1	2591.3	0.6970	7.3892	8.0863	1.0119	12329.5	12330.5	49.5
0.1234	209.3	2382.9	2592.2	0.7035	7.3741	8.0776	1.0121	12044.7	12045.7	50.0
0.1264	211.3	2381.7	2593.1	0.7100	7.3589	8.0689	1.0123	11767.4	11768.4	50.5
0.1296	213.4	2380.5	2593.9	0.7164	7.3439	8.0603	1.0126	11497.5	11498.5	51.0
0.1328	215.5	2379.3	2594.8	0.7229	7.3288	8.0517	1.0128	11234.7	11235.7	51.5
0.1361	217.6	2378.1	2595.7	0.7293	7.3138	8.0432	1.0131	10978.8	10979.8	52.0
0.1395	219.7	2376.9	2596.6	0.7357	7.2989	8.0346	1.0133	10729.7	10730.7	52.5
0.1429	221.8	2375.7	2597.5	0.7422	7.2840	8.0261	1.0135	10487.0	10488.0	53.0
0.1464	223.9	2374.4	2598.3	0.7486	7.2691	8.0177	1.0138	10250.7	10251.7	53.5
0.1500	226.0	2373.2	2599.2	0.7550	7.2543	8.0093	1.0140	10020.5	10021.5	54.0
0.1537	228.1	2372.0	2600.1	0.7613	7.2395	8.0009	1.0143	9795.3	9797.3	54.5
0.1574	230.2	2370.8	2601.0	0.7677	7.2248	7.9925	1.0145	9577.9	9578.9	55.0
0.1612	232.3	2369.6	2601.9	0.7741	7.2101	7.9842	1.0148	9355.0	9356.1	55.5
0.1651	234.4	2368.4	2602.7	0.7804	7.1955	7.9759	1.0150	9157.7	9158.7	56.0
0.1691	236.5	2367.2	2603.6	0.7868	7.1809	7.9677	1.0152	8955.6	8956.7	56.5
0.1731	238.5	2365.9	2604.5	0.7931	7.1663	7.9595	1.0155	8758.7	8759.8	57.0
0.1773	240.6	2364.7	2605.4	0.7995	7.1518	7.9513	1.0158	8555.8	8557.0	57.5
0.1815	242.7	2363.5	2606.2	0.8058	7.1373	7.9431	1.0161	8359.8	8360.9	58.0
0.1859	244.8	2362.3	2607.1	0.8121	7.1229	7.9350	1.0163	8177.5	8178.5	58.5
0.1902	246.9	2361.1	2608.0	0.8184	7.1085	7.9269	1.0166	8019.7	8020.8	59.0
0.1946	249.0	2359.8	2608.8	0.8247	7.0941	7.9188	1.0169	7846.5	7847.5	59.5
0.1992	251.1	2358.6	2609.7	0.8310	7.0798	7.9108	1.0171	7677.5	7678.5	60.0

TABLE 1 - SATURATION LINE (TEMPERATURE) - continued

Abs. Press. bar	Specific Enthalpy kJ/kg			Specific Entropy kJ/kg °C			Specific Volume dm ³ /kg			Temp. °C
p_s	h_f	h_{fg}	h_g	s_f	s_{fg}	s_g	v_f	v_{fg}	v_g	t_s
0.1992	251.1	2358.6	2609.7	0.8310	7.0798	7.9108	1.0171	7677.5	7678.5	60.0
0.2039	253.2	2357.4	2610.6	0.8373	7.0655	7.9028	1.0174	7512.8	7513.8	60.5
0.2086	255.3	2356.2	2611.4	0.8435	7.0513	7.8948	1.0177	7352.1	7353.2	61.0
0.2134	257.4	2354.9	2612.3	0.8498	7.0371	7.8869	1.0179	7195.5	7196.5	61.5
0.2184	259.5	2353.7	2613.2	0.8560	7.0230	7.8790	1.0182	7042.7	7043.7	62.0
0.2234	261.6	2352.5	2614.0	0.8623	7.0088	7.8711	1.0185	6893.6	6894.6	62.5
0.2286	263.6	2351.3	2614.9	0.8685	6.9948	7.8633	1.0188	6748.2	6749.3	63.0
0.2338	265.7	2350.0	2615.8	0.8747	6.9807	7.8554	1.0191	6606.4	6607.4	63.5
0.2391	267.8	2348.8	2616.6	0.8809	6.9667	7.8477	1.0193	6469.0	6469.0	64.0
0.2446	269.9	2347.6	2617.5	0.8871	6.9528	7.8399	1.0196	6333.0	6334.0	64.5
0.2501	272.0	2346.3	2618.4	0.8933	6.9388	7.8322	1.0199	6201.3	6202.3	65.0
0.2557	274.1	2345.1	2619.2	0.8995	6.9249	7.8246	1.0202	6072.7	6073.7	65.5
0.2615	276.2	2343.9	2620.1	0.9057	6.9111	7.8168	1.0205	5947.2	5948.2	66.0
0.2674	278.3	2342.6	2620.9	0.9119	6.8973	7.8092	1.0208	5824.7	5825.8	66.5
0.2733	280.4	2341.4	2621.8	0.9180	6.8835	7.8015	1.0211	5705.2	5706.2	67.0
0.2794	282.5	2340.2	2622.7	0.9242	6.8698	7.7940	1.0214	5588.5	5589.6	67.5
0.2856	284.6	2338.9	2623.5	0.9303	6.8561	7.7864	1.0216	5474.6	5475.6	68.0
0.2919	286.7	2337.7	2624.4	0.9365	6.8424	7.7789	1.0219	5363.4	5364.4	68.5
0.2984	288.8	2336.4	2625.2	0.9426	6.8288	7.7714	1.0222	5254.8	5255.8	69.0
0.3049	290.9	2335.2	2626.1	0.9487	6.8152	7.7639	1.0225	5148.8	5149.8	69.5
0.3116	293.0	2334.0	2626.9	0.9548	6.8016	7.7565	1.0228	5045.2	5046.3	70.0
0.3184	295.1	2332.7	2627.8	0.9609	6.7881	7.7490	1.0231	4944.1	4945.1	70.5
0.3253	297.2	2331.5	2628.6	0.9670	6.7746	7.7417	1.0234	4845.4	4846.4	71.0
0.3324	299.3	2330.2	2629.5	0.9731	6.7612	7.7343	1.0238	4748.9	4749.9	71.5
0.3396	301.4	2329.0	2630.3	0.9792	6.7478	7.7270	1.0241	4654.7	4655.7	72.0
0.3469	303.5	2327.7	2631.2	0.9852	6.7344	7.7197	1.0244	4562.6	4563.6	72.5
0.3543	305.5	2326.5	2632.0	0.9913	6.7211	7.7124	1.0247	4472.7	4473.7	73.0
0.3619	307.6	2325.2	2632.9	0.9973	6.7078	7.7051	1.0250	4384.8	4385.8	73.5
0.3696	309.7	2324.0	2633.7	1.0034	6.6945	7.6979	1.0253	4298.9	4300.0	74.0
0.3775	311.8	2322.7	2634.5	1.0094	6.6813	7.6907	1.0256	4215.1	4216.1	74.5
0.3855	313.9	2321.5	2635.4	1.0154	6.6681	7.6835	1.0259	4133.1	4134.1	75.0
0.3936	316.0	2320.2	2636.2	1.0215	6.6549	7.6764	1.0263	4052.9	4054.0	75.5
0.4019	318.1	2318.9	2637.1	1.0275	6.6418	7.6693	1.0266	3974.6	3975.7	76.0
0.4103	320.2	2317.7	2637.9	1.0335	6.6287	7.6622	1.0269	3898.1	3899.1	76.5
0.4189	322.3	2316.4	2638.7	1.0395	6.6156	7.6551	1.0272	3823.3	3824.3	77.0
0.4276	324.4	2315.2	2639.6	1.0454	6.6026	7.6481	1.0275	3750.1	3751.1	77.5
0.4365	326.5	2313.9	2640.4	1.0514	6.5896	7.6410	1.0279	3678.6	3679.6	78.0
0.4455	328.6	2312.6	2641.3	1.0574	6.5766	7.6340	1.0282	3608.7	3609.7	78.5
0.4547	330.7	2311.4	2642.1	1.0634	6.5637	7.6271	1.0285	3540.3	3541.3	79.0
0.4641	332.8	2310.1	2642.9	1.0693	6.5508	7.6201	1.0289	3473.4	3474.5	79.5
0.4736	334.9	2308.8	2643.8	1.0753	6.5380	7.6132	1.0292	3408.1	3409.1	80.0
0.4833	337.0	2307.6	2644.6	1.0812	6.5251	7.6063	1.0295	3344.1	3345.1	80.5
0.4931	339.1	2306.3	2645.4	1.0871	6.5123	7.5994	1.0299	3281.6	3282.6	81.0
0.5031	341.2	2305.0	2646.2	1.0930	6.4996	7.5926	1.0302	3220.4	3221.4	81.5
0.5133	343.3	2303.8	2647.1	1.0990	6.4868	7.5858	1.0305	3160.6	3161.6	82.0
0.5236	345.4	2302.5	2647.9	1.1049	6.4741	7.5790	1.0309	3102.0	3103.1	82.5
0.5342	347.5	2301.2	2648.7	1.1108	6.4615	7.5722	1.0312	3044.6	3045.6	83.0
0.5449	349.6	2299.9	2649.5	1.1166	6.4488	7.5655	1.0315	2988.7	2989.8	83.5
0.5557	351.7	2298.6	2650.4	1.1225	6.4362	7.5587	1.0319	2933.9	2934.9	84.0
0.5665	353.8	2297.4	2651.2	1.1284	6.4236	7.5520	1.0322	2880.2	2881.2	84.5
0.5780	355.9	2296.1	2652.0	1.1343	6.4111	7.5454	1.0326	2827.8	2828.8	85.0
0.5895	358.0	2294.8	2652.8	1.1401	6.3986	7.5387	1.0329	2776.4	2777.4	85.5
0.6011	360.1	2293.5	2653.6	1.1460	6.3861	7.5321	1.0333	2726.1	2727.1	86.0
0.6129	362.2	2292.2	2654.5	1.1518	6.3737	7.5255	1.0336	2676.9	2678.0	86.5
0.6249	364.3	2290.9	2655.3	1.1577	6.3612	7.5189	1.0340	2628.8	2629.8	87.0
0.6371	366.4	2289.7	2656.1	1.1635	6.3488	7.5123	1.0343	2581.6	2582.6	87.5
0.6495	368.5	2288.4	2656.9	1.1693	6.3365	7.5057	1.0347	2535.4	2536.5	88.0
0.6621	370.6	2287.1	2657.7	1.1751	6.3241	7.4993	1.0351	2490.2	2491.3	88.5
0.6749	372.7	2285.8	2658.5	1.1809	6.3118	7.4928	1.0354	2446.0	2447.0	89.0
0.6879	374.8	2284.5	2659.3	1.1867	6.2996	7.4863	1.0358	2402.7	2403.7	89.5
0.7011	376.9	2283.2	2660.1	1.1925	6.2873	7.4799	1.0361	2360.3	2361.3	90.0

Abs. Press. bar	Specific Enthalpy kJ/kg			Specific Entropy kJ/kg °C			Specific Volume dm ³ /kg			Temp. °C
p_s	h_f	h_{fg}	h_g	s_f	s_{fg}	s_g	v_f	v_{fg}	v_g	t_s
0.7011	376.9	2283.2	2660.1	1.1925	6.2873	7.4799	1.0361	2360.3	2361.3	90.0
0.7145	379.0	2281.9	2660.9	1.1983	6.2751	7.4734	1.0365	2318.7	2319.8	90.5
0.7281	381.1	2280.6	2661.7	1.2041	6.2629	7.4670	1.0369	2278.0	2279.1	91.0
0.7420	383.3	2279.3	2662.6	1.2099	6.2508	7.4607	1.0372	2238.2	2239.2	91.5
0.7561	385.4	2278.0	2663.4	1.2156	6.2387	7.4543	1.0376	2199.2	2200.2	92.0
0.7704	387.5	2276.7	2664.2	1.2214	6.2266	7.4480	1.0380	2160.9	2162.0	92.5
0.7849	389.6	2275.4	2665.0	1.2271	6.2145	7.4416	1.0383	2123.5	2124.5	93.0
0.7996	391.7	2274.1	2665.8	1.2329	6.2025	7.4353	1.0387	2086.8	2087.9	93.5
0.8146	393.8	2272.8	2666.6	1.2386	6.1905	7.4291	1.0391	2050.9	2051.9	94.0
0.8298	395.9	2271.5	2667.3	1.2443	6.1785	7.4228	1.0395	2015.7	2016.7	94.5
0.8453	398.0	2270.2	2668.1	1.2501	6.1665	7.4166	1.0398	1981.2	1982.2	95.0
0.8609	400.1	2268.8	2668.9	1.2558	6.1546	7.4104	1.0402	1947.4	1948.4	95.5
0.8769	402.2	2267.5	2669.7	1.2615	6.1427	7.4042	1.0406	1914.3	1915.3	96.0
0.8930	404.3	2266.2	2670.5	1.2672	6.1308	7.3980	1.0410	1881.8	1882.8	96.5
0.9094	406.4	2264.9	2671.3	1.2729	6.1190	7.3919	1.0414	1850.0	1851.0	97.0
0.9261	408.5	2263.6	2672.1	1.2785	6.1072	7.3857	1.0418	1818.8	1819.9	97.5
0.9430	410.6	2262.2	2672.9	1.2842	6.0954	7.3796	1.0421	1788.3	1789.3	98.0
0.9602	412.7	2260.9	2673.7	1.2899	6.0836	7.3735	1.0425	1758.3	1759.4	98.5
0.9776	414.8	2259.6	2674.4	1.2956	6.0719	7.3675	1.0429	1729.0	1730.0	99.0
0.9953	417.0	2258.3	2675.2	1.3012	6.0602	7.3614	1.0433	1700.2	1701.2	99.5
1.013	419.1	2256.9	2676.0	1.3069	6.0485	7.3554	1.0437	1672.0	1673.0	100.0
1.031	421.2	2255.6	2676.8	1.3125	6.0369	7.3494	1.0441	1644.3	1645.3	100.5
1.050	423.3	2254.3	2677.6	1.3182	6.0252	7.3434	1.0445	1617.2	1618.2	101.0
1.069	425.4	2252.9	2678.3	1.3238	6.0136	7.3374	1.0449	1590.6	1591.6	101.5
1.088	427.5	2251.6	2679.1	1.3294	6.0020	7.3315	1.0453	1564.5	1565.5	102.0
1.107	429.6	2250.3	2679.9	1.3350	5.9905	7.3255	1.0457	1538.9	1540.0	102.5
1.127	431.7	2248.9	2680.7	1.3406	5.9790	7.3196	1.0461	1513.8	1514.9	103.0
1.147	433.8	2247.6	2681.4	1.3462	5.9675	7.3137	1.0465	1489.2	1490.3	103.5
1.167	435.9	2246.3	2682.2	1.3518	5.9560	7.3078	1.0469	1465.1	1466.2	104.0
1.187	438.1	2244.9	2683.0	1.3574	5.9446	7.3020	1.0473	1441.4	1442.5	104.5
1.208	440.2	2243.6	2683.7	1.3630	5.9331	7.2962	1.0477	1418.2	1419.3	105.0
1.229	442.3	2242.2	2684.5	1.3686	5.9217	7.2903	1.0481	1395.5	1396.5	105.5
1.250	444.4	2240.9	2685.3	1.3742	5.9104	7.2845	1.0485	1373.1	1374.2	106.0
1.272	446.5	2239.5	2686.0	1.3797	5.8990	7.2788	1.0489	1351.2	1352.2	106.5
1.294	448.6	2238.2	2686.8	1.3853	5.8877	7.2730	1.0493	1329.7	1330.7	107.0
1.316	450.7	2236.8	2687.5	1.3908	5.8764	7.2672	1.0498	1308.6	1309.7	107.5
1.339	452.9	2235.4	2688.3	1.3964	5.8651	7.2615	1.0502	1287.9	1288.9	108.0
1.362	455.0	2234.1	2689.0	1.4019	5.8539	7.2558	1.0506	1267.5	1268.6	108.5
1.385	457.1	2232.7	2689.8	1.4074	5.8427	7.2501	1.0510	1247.6	1248.7	109.0
1.409	459.2	2231.4	2690.6	1.4130	5.8315	7.2444	1.0514	1228.1	1229.1	109.5
1.433	461.3	2230.0	2691.3	1.4185	5.8203	7.2388	1.0519	1208.9	1209.9	110.0
1.457	463.4	2228.6	2692.1	1.4240	5.8092	7.2332	1.0523	1190.0	1191.1	110.5
1.481	465.5	2227.3	2692.8	1.4295	5.7980	7.2275	1.0527	1171.5	1172.6	111.0
1.506	467.7	2225.9	2693.5	1.4350	5.7869	7.2219	1.0531	1153.4	1154.4	111.5
1.532	469.8	2224.5	2694.3	1.4405	5.7758	7.2164	1.0536	1135.6	1136.6	112.0
1.557	471.9	2223.1	2695.0	1.4460	5.7648	7.2108	1.0540	1118.1	1119.1	112.5
1.583	474.0	2221.8	2695.8	1.4515	5.7538	7.2052	1.0544	1100.9	1101.9	113.0
1.610	476.1	2220.4	2696.5	1.4570	5.7427	7.1997	1.0549	1084.0	1085.1	113.5
1.636	478.2	2219.0	2697.2	1.4624	5.7318	7.1942	1.0553	1067.5	1068.5	114.0
1.663	480.4	2217.6	2698.0	1.4679	5.7208	7.1887	1.0557	1051.2	1052.3	114.5
1.691	482.5	2216.2	2698.7	1.4733	5.7099	7.1832	1.0562	1035.2	1036.3	115.0
1.718	484.6	2214.8	2699.4	1.4788	5.6989	7.1777	1.0566	1019.6	1020.6	115.5
1.746	486.7	2213.4	2700.2	1.4842	5.6880	7.1723	1.0570	1004.2	1005.2	116.0
1.775	488.9	2212.0	2700.9	1.4897	5.6772	7.1669	1.0575	989.0	990.1	116.5
1.804	491.0	2210.7	2701.6	1.4951	5.6663	7.1614	1.0579	974.19	975.25	117.0
1.833	493.1	2209.3	2702.4	1.5005	5.6555	7.1560	1.0584	959.61	960.67	117.5
1.863	495.2	2207.9	2703.1	1.5060	5.6447	7.1507	1.0588	945.28	946.34	118.0
1.893	497.3	2206.5	2703.8	1.5114	5.6339	7.1453	1.0593	931.21	932.27	118.5
1.923	499.5	2205.1	2704.5	1.5168	5.6231	7.1399	1.0597	917.39	918.44	119.0
1.954	501.6	2203.6	2705.2	1.5222	5.6124	7.1346	1.0602	903.80	904.85	119.5
1.985	503.7	2202.2	2706.0	1.5276	5.6017	7.1293	1.0606	890.46	891.52	120.0

Abs. Press. bar	Specific Enthalpy kJ/kg			Specific Entropy kJ/kg °C			Specific Volume dm ³ /kg			Temp. °C
	h_f	h_{fg}	h_g	s_f	s_{fg}	s_g	v_f	v_{fg}	v_g	
1.985	503.7	2202.2	2706.0	1.5276	5.6017	7.1293	1.0606	890.46	891.52	120.0
2.017	505.8	2200.8	2706.7	1.5330	5.5910	7.1240	1.0611	877.36	878.42	120.5
2.049	508.0	2199.4	2707.4	1.5384	5.5803	7.1187	1.0615	864.48	865.54	121.0
2.082	510.1	2198.0	2708.1	1.5438	5.5697	7.1134	1.0620	851.82	852.89	121.5
2.115	512.2	2196.6	2708.8	1.5491	5.5590	7.1082	1.0625	839.39	840.45	122.0
2.148	514.3	2195.2	2709.5	1.5545	5.5484	7.1029	1.0629	827.17	828.23	122.5
2.182	516.5	2193.7	2710.2	1.5599	5.5378	7.0977	1.0634	815.16	816.23	123.0
2.216	518.6	2192.3	2710.9	1.5652	5.5273	7.0925	1.0638	803.36	804.43	123.5
2.250	520.7	2190.9	2711.6	1.5706	5.5167	7.0873	1.0643	791.77	792.83	124.0
2.285	522.9	2189.5	2712.3	1.5759	5.5062	7.0821	1.0648	780.37	781.44	124.5
2.321	525.0	2188.0	2713.0	1.5813	5.4957	7.0769	1.0652	769.17	770.23	125.0
2.357	527.1	2186.6	2713.7	1.5866	5.4852	7.0718	1.0657	758.16	759.22	125.5
2.393	529.2	2185.2	2714.4	1.5919	5.4747	7.0666	1.0662	747.33	748.40	126.0
2.430	531.4	2183.7	2715.1	1.5972	5.4643	7.0615	1.0667	736.69	737.76	126.5
2.468	533.5	2182.3	2715.8	1.6026	5.4538	7.0564	1.0671	726.23	727.30	127.0
2.505	535.6	2180.8	2716.5	1.6079	5.4434	7.0513	1.0676	715.95	717.02	127.5
2.544	537.8	2179.4	2717.2	1.6132	5.4330	7.0462	1.0681	705.84	706.91	128.0
2.582	539.9	2178.0	2717.9	1.6185	5.4227	7.0412	1.0686	695.90	696.97	128.5
2.621	542.0	2176.5	2718.5	1.6238	5.4123	7.0361	1.0690	686.13	687.20	129.0
2.661	544.2	2175.1	2719.2	1.6291	5.4020	7.0311	1.0695	676.52	677.59	129.5
2.701	546.3	2173.6	2719.9	1.6344	5.3917	7.0261	1.0700	667.07	668.14	130.0
2.742	548.4	2172.1	2720.6	1.6396	5.3814	7.0210	1.0705	657.77	658.84	130.5
2.783	550.6	2170.7	2721.3	1.6449	5.3711	7.0161	1.0710	648.63	649.71	131.0
2.825	552.7	2169.2	2721.9	1.6502	5.3609	7.0111	1.0715	639.65	640.72	131.5
2.867	554.8	2167.8	2722.6	1.6555	5.3506	7.0061	1.0720	630.81	631.88	132.0
2.910	557.0	2166.3	2723.3	1.6607	5.3404	7.0012	1.0725	622.11	623.19	132.5
2.953	559.1	2164.8	2723.9	1.6660	5.3302	6.9962	1.0730	613.56	614.64	133.0
2.997	561.3	2163.3	2724.6	1.6712	5.3201	6.9913	1.0735	605.15	606.22	133.5
3.041	563.4	2161.9	2725.3	1.6765	5.3099	6.9864	1.0739	596.88	597.95	134.0
3.085	565.5	2160.4	2725.9	1.6817	5.2998	6.9815	1.0744	588.74	589.81	134.5
3.131	567.7	2158.9	2726.6	1.6869	5.2897	6.9766	1.0749	580.73	581.81	135.0
3.177	569.8	2157.4	2727.2	1.6922	5.2795	6.9717	1.0755	572.85	573.93	135.5
3.223	572.0	2155.9	2727.9	1.6974	5.2695	6.9669	1.0760	565.10	566.18	136.0
3.270	574.1	2154.5	2728.6	1.7026	5.2594	6.9620	1.0765	557.48	558.56	136.5
3.317	576.2	2153.0	2729.2	1.7078	5.2494	6.9572	1.0770	549.99	551.05	137.0
3.365	578.4	2151.5	2729.9	1.7130	5.2393	6.9524	1.0775	542.59	543.67	137.5
3.414	580.5	2150.0	2730.5	1.7182	5.2293	6.9475	1.0780	535.23	536.31	138.0
3.463	582.7	2148.5	2731.1	1.7234	5.2193	6.9427	1.0785	528.18	529.26	138.5
3.513	584.8	2147.0	2731.8	1.7286	5.2093	6.9380	1.0790	521.15	522.23	139.0
3.563	587.0	2145.5	2732.4	1.7338	5.1994	6.9332	1.0795	514.23	515.31	139.5
3.614	589.1	2144.0	2733.1	1.7390	5.1894	6.9284	1.0801	507.41	508.49	140.0
3.665	591.3	2142.5	2733.7	1.7442	5.1795	6.9237	1.0806	500.71	501.79	140.5
3.717	593.4	2140.9	2734.3	1.7493	5.1696	6.9190	1.0811	494.11	495.19	141.0
3.770	595.5	2139.4	2735.0	1.7545	5.1597	6.9142	1.0816	487.61	488.69	141.5
3.823	597.7	2137.9	2735.6	1.7597	5.1499	6.9095	1.0821	481.22	482.30	142.0
3.877	599.8	2136.4	2736.2	1.7648	5.1400	6.9048	1.0827	474.92	476.01	142.5
3.931	602.0	2134.9	2736.9	1.7700	5.1302	6.9001	1.0832	468.73	469.81	143.0
3.985	604.1	2133.3	2737.5	1.7751	5.1203	6.8955	1.0837	462.63	463.71	143.5
4.042	606.3	2131.8	2738.1	1.7803	5.1105	6.8908	1.0843	456.62	457.71	144.0
4.099	608.4	2130.3	2738.7	1.7854	5.1007	6.8862	1.0848	450.71	451.79	144.5
4.155	610.6	2128.7	2739.3	1.7906	5.0910	6.8815	1.0853	444.89	445.97	145.0
4.213	612.7	2127.2	2739.9	1.7957	5.0812	6.8769	1.0859	439.16	440.24	145.5
4.271	614.9	2125.7	2740.6	1.8008	5.0715	6.8723	1.0864	433.51	434.60	146.0
4.330	617.1	2124.1	2741.2	1.8059	5.0618	6.8677	1.0869	427.95	429.04	146.5
4.389	619.2	2122.6	2741.8	1.8110	5.0520	6.8631	1.0875	422.49	423.57	147.0
4.448	621.4	2121.0	2742.4	1.8162	5.0424	6.8585	1.0880	417.10	418.19	147.5
4.510	623.5	2119.5	2743.0	1.8213	5.0327	6.8539	1.0885	411.79	412.88	148.0
4.572	625.7	2117.9	2743.6	1.8264	5.0230	6.8494	1.0891	406.57	407.65	148.5
4.634	627.8	2116.3	2744.2	1.8315	5.0134	6.8448	1.0897	401.42	402.51	149.0
4.696	630.0	2114.8	2744.8	1.8365	5.0037	6.8403	1.0902	396.35	397.44	149.5
4.760	632.1	2113.2	2745.4	1.8416	4.9941	6.8358	1.0908	391.36	392.45	150.0

Abs. Press. bar	Specific Enthalpy kJ/kg			Specific Entropy kJ/kg °C			Specific Volume dm ³ /kg			Temp. °C
p_s	h_f	h_{fg}	h_g	s_f	s_{fg}	s_g	v_f	v_{fg}	v_g	t_s
4.760	632.1	2113.2	2745.4	1.8416	4.9941	6.8358	1.0909	391.36	392.45	150.0
4.889	636.5	2110.1	2746.5	1.8518	4.9750	6.8268	1.0919	381.59	382.69	151.0
5.021	640.8	2106.9	2747.7	1.8619	4.9558	6.8178	1.0930	372.12	373.22	152.0
5.155	645.1	2103.8	2748.9	1.8721	4.9368	6.8089	1.0941	362.93	364.02	153.0
5.293	649.4	2100.6	2750.0	1.8822	4.9178	6.8000	1.0953	354.01	355.10	154.0
5.433	653.8	2097.4	2751.2	1.8923	4.8988	6.7911	1.0964	345.35	346.44	155.0
5.577	658.1	2094.2	2752.3	1.9023	4.8800	6.7823	1.0976	336.94	338.03	156.0
5.723	662.4	2091.0	2753.4	1.9124	4.8611	6.7735	1.0987	328.77	329.87	157.0
5.872	666.8	2087.7	2754.5	1.9224	4.8424	6.7648	1.0999	320.84	321.94	158.0
6.025	671.1	2084.5	2755.6	1.9325	4.8237	6.7561	1.1010	313.14	314.24	159.0
6.181	675.5	2081.3	2756.7	1.9425	4.8050	6.7475	1.1022	305.65	306.76	160.0
6.339	679.8	2078.0	2757.8	1.9525	4.7864	6.7389	1.1034	298.38	299.49	161.0
6.502	684.2	2074.7	2758.9	1.9624	4.7679	6.7303	1.1046	291.32	292.42	162.0
6.667	688.5	2071.4	2759.9	1.9724	4.7494	6.7218	1.1058	284.45	285.56	163.0
6.836	692.9	2068.1	2761.0	1.9823	4.7309	6.7133	1.1070	277.78	278.89	164.0
7.008	697.3	2064.8	2762.0	1.9923	4.7126	6.7048	1.1082	271.29	272.40	165.0
7.183	701.6	2061.4	2763.1	2.0022	4.6942	6.6964	1.1095	264.98	266.09	166.0
7.362	706.0	2058.1	2764.1	2.0121	4.6759	6.6880	1.1107	258.85	259.96	167.0
7.545	710.4	2054.7	2765.1	2.0219	4.6577	6.6796	1.1119	252.88	254.00	168.0
7.731	714.7	2051.3	2766.1	2.0318	4.6395	6.6713	1.1132	247.08	248.20	169.0
7.920	719.1	2047.9	2767.1	2.0416	4.6214	6.6630	1.1144	241.44	242.55	170.0
8.114	723.5	2044.5	2768.0	2.0515	4.6033	6.6548	1.1157	235.95	237.06	171.0
8.311	727.9	2041.1	2769.0	2.0613	4.5853	6.6465	1.1170	230.61	231.72	172.0
8.511	732.3	2037.7	2769.9	2.0711	4.5673	6.6384	1.1183	225.41	226.52	173.0
8.716	736.7	2034.2	2770.9	2.0809	4.5493	6.6302	1.1196	220.35	221.47	174.0
8.924	741.1	2030.7	2771.8	2.0906	4.5314	6.6221	1.1209	215.42	216.54	175.0
9.137	745.5	2027.3	2772.7	2.1004	4.5136	6.6140	1.1222	210.53	211.65	176.0
9.353	749.9	2023.7	2773.6	2.1101	4.4958	6.6059	1.1235	205.69	206.81	177.0
9.574	754.3	2020.2	2774.5	2.1199	4.4780	6.5979	1.1248	201.41	202.54	178.0
9.798	758.7	2016.7	2775.4	2.1296	4.4603	6.5899	1.1262	196.98	198.11	179.0
10.027	763.1	2013.1	2776.3	2.1393	4.4426	6.5819	1.1275	192.67	193.80	180.0
10.259	767.5	2009.6	2777.1	2.1490	4.4250	6.5739	1.1289	188.47	189.60	181.0
10.496	772.0	2006.0	2778.0	2.1587	4.4074	6.5660	1.1302	184.38	185.51	182.0
10.738	776.4	2002.4	2778.8	2.1683	4.3898	6.5581	1.1316	180.39	181.53	183.0
10.983	780.8	1998.8	2779.6	2.1780	4.3723	6.5503	1.1330	176.51	177.64	184.0
11.233	785.3	1995.2	2780.4	2.1876	4.3548	6.5424	1.1344	172.72	173.85	185.0
11.488	789.7	1991.5	2781.2	2.1972	4.3374	6.5346	1.1358	169.03	170.17	186.0
11.747	794.2	1987.8	2782.0	2.2068	4.3200	6.5268	1.1372	165.43	166.57	187.0
12.010	798.6	1984.2	2782.8	2.2164	4.3026	6.5191	1.1386	161.93	163.07	188.0
12.278	803.1	1980.5	2783.5	2.2260	4.2853	6.5113	1.1401	158.51	159.65	189.0
12.551	807.5	1976.7	2784.3	2.2356	4.2680	6.5036	1.1415	155.17	156.32	190.0
12.829	812.0	1973.0	2785.0	2.2451	4.2508	6.4959	1.1429	151.92	153.07	191.0
13.111	816.4	1969.3	2785.7	2.2547	4.2336	6.4883	1.1444	148.75	149.90	192.0
13.398	820.9	1965.5	2786.4	2.2642	4.2164	6.4806	1.1459	145.66	146.80	193.0
13.690	825.4	1961.7	2787.1	2.2738	4.1993	6.4730	1.1474	142.64	143.79	194.0
13.987	829.9	1957.9	2787.8	2.2833	4.1821	6.4654	1.1489	139.69	140.84	195.0
14.289	834.4	1954.1	2788.4	2.2928	4.1651	6.4578	1.1504	136.82	137.97	196.0
14.595	838.9	1950.2	2789.1	2.3023	4.1480	6.4503	1.1519	134.02	135.17	197.0
14.906	843.4	1946.4	2789.7	2.3117	4.1310	6.4428	1.1534	131.29	132.44	198.0
15.221	847.9	1942.5	2790.3	2.3212	4.1140	6.4352	1.1549	128.61	129.77	199.0
15.540	852.4	1938.6	2790.9	2.3307	4.0971	6.4278	1.1565	126.00	127.16	200.0
15.863	856.9	1934.6	2791.5	2.3401	4.0802	6.4203	1.1580	123.46	124.62	201.0
16.190	861.4	1930.7	2792.1	2.3495	4.0633	6.4128	1.1595	120.97	122.13	202.0
16.521	865.9	1926.7	2792.7	2.3590	4.0464	6.4054	1.1612	118.55	119.71	203.0
16.856	870.5	1922.8	2793.2	2.3684	4.0296	6.3980	1.1628	116.18	117.34	204.0
17.194	875.0	1918.8	2793.8	2.3778	4.0128	6.3906	1.1644	113.86	115.03	205.0
17.536	879.5	1914.7	2794.3	2.3872	3.9961	6.3832	1.1660	111.60	112.77	206.0
17.881	884.1	1910.7	2794.8	2.3965	3.9793	6.3759	1.1676	109.38	110.56	207.0
18.229	888.6	1906.6	2795.3	2.4059	3.9626	6.3686	1.1693	107.23	108.40	208.0
18.580	893.2	1902.5	2795.7	2.4153	3.9459	6.3612	1.1709	105.13	106.30	209.0
18.933	897.7	1898.5	2796.2	2.4247	3.9293	6.3539	1.1726	103.07	104.24	210.0

TABLE 2

SATURATION LINE (PRESSURE)

E 2 — SATURATION LINE (PRESSURE)

Temp. °C	Specific Enthalpy kJ/kg			Specific Entropy kJ/kg °C			Specific Volume dm ³ /kg			Abs. Press. bar
	h_f	h_{fg}	h_g	s_f	s_{fg}	s_g	v_f	v_{fg}	v_g	
6.983	29.34	2485.0	2514.4	0.1060	8.8706	8.9767	1.0001	129208.0	129209.0	0.010
8.390	35.20	2481.7	2516.9	0.1269	8.8149	8.9418	1.0001	118042.2	118043.2	0.011
9.658	40.60	2478.7	2519.3	0.1461	8.7640	8.9101	1.0002	108696.0	108697.0	0.012
13.036	54.71	2470.7	2525.5	0.1957	8.6332	8.8288	1.0006	87981.1	87982.1	0.015
17.513	73.46	2460.2	2533.6	0.2607	8.4639	8.7246	1.0012	67005.1	67006.1	0.020
21.006	88.45	2451.7	2541.2	0.3119	8.3321	8.6440	1.0019	54255.2	54256.2	0.025
24.100	101.0	2444.6	2548.6	0.3544	8.2241	8.5785	1.0027	45666.3	45667.3	0.030
26.694	111.8	2438.5	2550.4	0.3907	8.1325	8.5232	1.0033	39477.7	39478.7	0.035
28.983	121.4	2433.1	2554.5	0.4225	8.0530	8.4755	1.0040	34801.2	34802.2	0.040
31.035	130.0	2428.2	2558.2	0.4507	7.9827	8.4335	1.0046	31139.8	31140.8	0.045
32.898	137.8	2423.8	2561.6	0.4763	7.9197	8.3960	1.0052	28193.3	28194.3	0.050
34.605	144.9	2419.8	2564.7	0.4995	7.8626	8.3621	1.0058	25769.7	25770.7	0.055
36.183	151.5	2416.0	2567.5	0.5209	7.8104	8.3312	1.0064	23740.0	23741.0	0.060
37.651	157.6	2412.5	2570.2	0.5407	7.7622	8.3029	1.0069	22014.9	22015.9	0.065
39.025	163.4	2409.2	2572.6	0.5591	7.7176	8.2767	1.0074	20530.0	20531.0	0.070
40.316	168.8	2406.2	2574.9	0.5763	7.6760	8.2523	1.0079	19238.1	19239.1	0.075
41.534	173.9	2403.2	2577.1	0.5925	7.6370	8.2296	1.0084	18103.6	18104.6	0.080
42.689	178.7	2400.5	2579.2	0.6079	7.6003	8.2082	1.0089	17099.1	17100.1	0.085
43.787	183.3	2397.9	2581.1	0.6224	7.5657	8.1891	1.0093	16203.3	16204.3	0.090
44.833	187.7	2395.3	2583.0	0.6361	7.5330	8.1691	1.0098	15399.3	15400.3	0.095
45.833	191.8	2392.9	2584.8	0.6493	7.5018	8.1511	1.0102	14673.6	14674.6	0.10
47.710	199.7	2388.4	2588.1	0.6738	7.4439	8.1177	1.0111	13415.0	13416.0	0.11
49.446	206.9	2384.3	2591.2	0.6953	7.3909	8.0972	1.0118	12360.9	12361.9	0.12
51.062	213.7	2380.3	2594.0	0.7172	7.3420	8.0592	1.0126	11464.7	11465.7	0.13
52.574	220.0	2376.7	2596.7	0.7367	7.2967	8.0334	1.0133	10693.2	10694.2	0.14
53.997	226.0	2373.2	2599.2	0.7549	7.2544	8.0093	1.0140	10021.8	10022.8	0.15
55.341	231.6	2370.0	2601.6	0.7721	7.2148	7.9869	1.0147	9432.1	9433.1	0.16
56.615	236.9	2366.9	2603.8	0.7883	7.1775	7.9653	1.0154	8909.9	8911.0	0.17
57.826	242.0	2363.9	2605.9	0.8036	7.1424	7.9459	1.0160	8444.2	8445.2	0.18
58.982	246.8	2361.1	2607.9	0.8182	7.1090	7.9272	1.0166	8026.1	8027.2	0.19
60.086	251.5	2358.4	2609.9	0.8321	7.0773	7.9094	1.0172	7648.7	7649.8	0.20
61.145	255.9	2355.8	2611.7	0.8453	7.0472	7.8925	1.0178	7306.3	7307.3	0.21
62.161	260.1	2353.3	2613.5	0.8581	7.0184	7.8764	1.0183	6994.1	6995.1	0.22
63.139	264.2	2350.9	2615.2	0.8702	6.9908	7.8611	1.0189	6708.3	6709.3	0.23
64.082	268.2	2348.6	2616.8	0.8820	6.9644	7.8464	1.0194	6445.7	6446.7	0.24
64.992	272.0	2346.4	2618.3	0.8932	6.9391	7.8323	1.0199	6203.4	6204.5	0.25
65.871	275.7	2344.2	2619.9	0.9041	6.9147	7.8188	1.0204	5979.3	5980.3	0.26
66.722	279.2	2342.1	2621.3	0.9146	6.8912	7.8058	1.0209	5771.3	5772.4	0.27
67.547	282.7	2340.0	2622.7	0.9248	6.8685	7.7933	1.0214	5577.8	5578.8	0.28
68.347	286.0	2338.1	2624.1	0.9346	6.8466	7.7812	1.0219	5397.2	5398.2	0.29
69.124	289.3	2336.1	2625.4	0.9441	6.8254	7.7695	1.0223	5228.3	5229.3	0.30
70.615	295.5	2332.4	2628.0	0.9623	6.7850	7.7474	1.0232	4921.2	4922.3	0.32
72.029	301.5	2328.9	2630.4	0.9795	6.7470	7.7265	1.0241	4649.3	4650.4	0.34
73.374	307.1	2325.5	2632.6	0.9958	6.7111	7.7070	1.0249	4406.8	4407.8	0.36
74.658	312.5	2322.3	2634.8	1.0113	6.6771	7.6894	1.0257	4189.0	4190.0	0.38
75.886	317.7	2319.2	2636.9	1.0261	6.6448	7.6709	1.0265	3992.4	3993.4	0.40
77.063	322.6	2316.3	2638.9	1.0402	6.6140	7.6542	1.0273	3814.0	3815.0	0.42
78.194	327.3	2313.4	2640.7	1.0537	6.5846	7.6383	1.0280	3651.3	3652.3	0.44
79.282	331.9	2310.7	2642.6	1.0667	6.5564	7.6231	1.0287	3502.4	3503.4	0.46
80.332	336.3	2308.0	2644.3	1.0792	6.5294	7.6086	1.0294	3365.5	3366.5	0.48
81.345	340.5	2305.4	2646.0	1.0912	6.5035	7.5947	1.0301	3239.2	3240.2	0.50
83.737	350.6	2299.3	2649.9	1.1194	6.4428	7.5623	1.0317	2962.6	2963.6	0.55
85.954	359.9	2293.6	2653.6	1.1454	6.3873	7.5327	1.0333	2730.7	2731.8	0.60
88.021	368.6	2288.3	2656.9	1.1696	6.3360	7.5055	1.0347	2533.5	2534.6	0.65
89.959	376.8	2283.3	2660.1	1.1921	6.2883	7.4804	1.0361	2363.7	2364.7	0.70
91.785	384.5	2278.6	2663.0	1.2131	6.2439	7.4570	1.0374	2215.8	2216.9	0.75
93.512	391.7	2274.0	2665.8	1.2330	6.2022	7.4352	1.0387	2085.9	2087.0	0.80
95.152	398.6	2269.8	2668.4	1.2518	6.1629	7.4147	1.0400	1970.8	1971.9	0.85
96.713	405.2	2265.6	2670.9	1.2696	6.1258	7.3954	1.0411	1868.1	1869.2	0.90
98.204	411.5	2261.7	2673.2	1.2865	6.0906	7.3771	1.0423	1775.9	1777.0	0.95
99.632	417.5	2257.9	2675.4	1.3027	6.0571	7.3598	1.0434	1692.7	1693.7	1.00

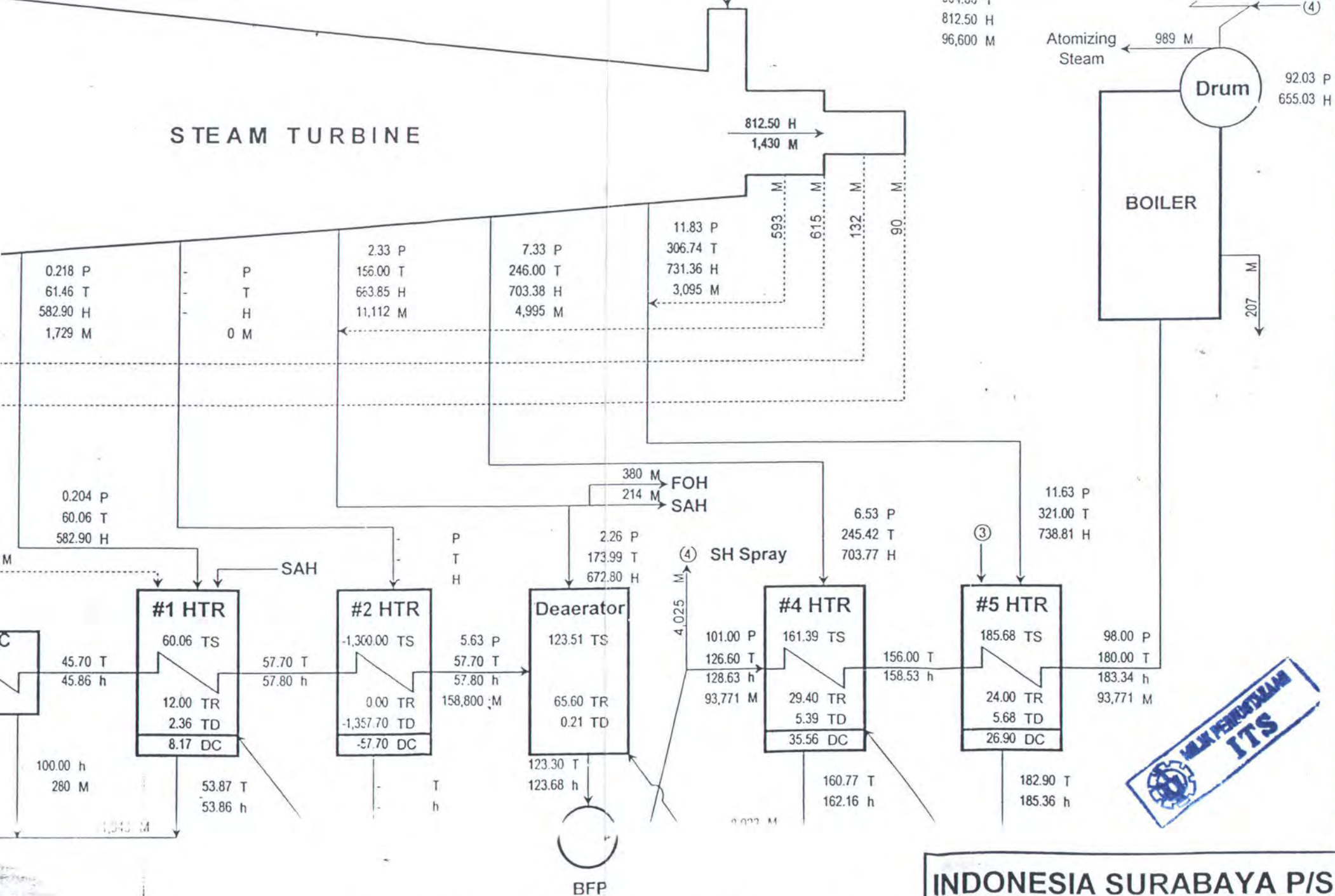
2 - SATURATION LINE (PRESSURE) - continued

Temp. °C	Specific Enthalpy kJ/kg			Specific Entropy kJ/kg °C			Specific Volume dm ³ /kg			Abs. Press. bar
	h_f	h_{fg}	h_g	s_f	s_{fg}	s_g	v_f	v_{fg}	v_g	
99.632	417.5	2257.9	2675.4	1.3027	6.0571	7.3598	1.0434	1692.7	1693.7	1.0
102.317	428.8	2250.8	2679.6	1.3330	5.9947	7.3277	1.0455	1548.2	1549.2	1.1
104.808	439.4	2244.1	2683.4	1.3609	5.9375	7.2984	1.0475	1427.1	1428.1	1.2
107.133	449.2	2237.8	2687.0	1.3868	5.8847	7.2715	1.0495	1324.0	1325.1	1.3
109.315	458.4	2231.9	2690.3	1.4109	5.8356	7.2465	1.0513	1235.3	1236.3	1.4
111.372	467.1	2226.2	2693.4	1.4336	5.7898	7.2234	1.0530	1158.0	1159.0	1.5
113.320	475.4	2220.9	2696.2	1.4550	5.7467	7.2017	1.0547	1090.1	1091.1	1.6
115.170	483.2	2215.7	2699.0	1.4752	5.7061	7.1813	1.0563	1029.9	1030.9	1.7
116.933	490.7	2210.8	2701.5	1.4944	5.6678	7.1622	1.0579	975.17	977.23	1.8
118.617	497.8	2206.1	2704.0	1.5127	5.6314	7.1440	1.0594	927.94	929.00	1.9
120.231	504.7	2201.6	2706.3	1.5301	5.5967	7.1268	1.0608	884.38	885.44	2.0
121.780	511.3	2197.2	2708.5	1.5468	5.5637	7.1105	1.0622	844.84	845.90	2.1
123.270	517.6	2193.0	2710.6	1.5627	5.5321	7.0949	1.0636	808.78	809.84	2.2
124.705	523.7	2188.9	2712.6	1.5781	5.5019	7.0800	1.0650	775.75	776.81	2.3
126.091	529.6	2184.9	2714.5	1.5929	5.4728	7.0657	1.0663	745.38	746.45	2.4
127.430	535.3	2181.0	2716.4	1.6071	5.4449	7.0520	1.0675	717.37	718.44	2.5
128.727	540.9	2177.3	2718.2	1.6209	5.4180	7.0389	1.0688	691.44	692.51	2.6
129.984	546.2	2173.6	2719.9	1.6342	5.3920	7.0262	1.0700	667.37	668.44	2.7
131.203	551.4	2170.1	2721.5	1.6471	5.3670	7.0140	1.0712	644.97	646.04	2.8
132.388	556.5	2166.6	2723.1	1.6595	5.3427	7.0023	1.0723	624.05	625.13	2.9
133.540	561.4	2163.2	2724.7	1.6716	5.3193	6.9909	1.0735	604.49	605.56	3.0
134.661	566.2	2159.9	2726.1	1.6834	5.2965	6.9799	1.0746	586.14	587.22	3.1
135.753	570.9	2156.7	2727.6	1.6948	5.2744	6.9692	1.0757	568.91	569.99	3.2
136.819	575.5	2153.5	2729.0	1.7059	5.2530	6.9589	1.0768	552.68	553.76	3.3
137.858	579.9	2150.4	2730.3	1.7168	5.2322	6.9489	1.0778	537.38	538.46	3.4
138.873	584.3	2147.4	2731.6	1.7273	5.2119	6.9392	1.0789	522.92	524.00	3.5
139.865	588.5	2144.4	2732.9	1.7376	5.1921	6.9297	1.0799	509.24	510.32	3.6
140.835	592.7	2141.4	2734.1	1.7476	5.1729	6.9205	1.0809	496.28	497.36	3.7
141.784	596.8	2138.6	2735.3	1.7574	5.1541	6.9116	1.0819	483.97	485.05	3.8
142.713	600.8	2135.7	2736.5	1.7670	5.1356	6.9028	1.0829	472.27	473.36	3.9
143.623	604.7	2133.0	2737.6	1.7764	5.1179	6.8943	1.0839	461.14	462.22	4.0
144.590	608.5	2130.3	2738.7	1.7856	5.0999	6.8859	1.0849	450.58	451.66	4.1
145.390	612.3	2127.5	2739.8	1.7945	5.0834	6.8779	1.0857	440.41	441.50	4.2
146.090	616.0	2124.8	2740.9	1.8032	5.0673	6.8699	1.0866	430.61	431.70	4.3
146.729	619.6	2122.3	2741.9	1.8117	5.0516	6.8623	1.0874	421.11	422.20	4.4
147.329	623.1	2119.7	2742.9	1.8200	5.0363	6.8549	1.0883	411.89	412.98	4.5
147.913	626.7	2117.2	2743.9	1.8281	5.0213	6.8477	1.0891	402.94	404.03	4.6
148.483	630.2	2114.7	2744.9	1.8360	5.0066	6.8406	1.0899	394.25	395.34	4.7
149.038	633.5	2112.2	2745.7	1.8438	4.9921	6.8337	1.0907	385.81	386.90	4.8
149.578	636.8	2109.7	2746.5	1.8514	4.9779	6.8269	1.0915	377.61	378.70	4.9
150.103	640.1	2107.4	2747.5	1.8604	4.9640	6.8192	1.0923	369.64	370.73	5.0
150.613	643.5	2105.1	2748.3	1.8684	4.9503	6.8116	1.0931	361.89	362.98	5.1
151.118	646.5	2102.7	2749.3	1.8754	4.9369	6.8041	1.0939	354.36	355.45	5.2
151.618	649.5	2099.8	2750.3	1.8824	4.9237	6.7967	1.0947	346.94	348.03	5.3
152.113	652.8	2096.8	2751.3	1.8894	4.9107	6.7893	1.0955	339.64	340.73	5.4
152.603	656.0	2093.7	2752.5	1.8964	4.8979	6.7820	1.0963	332.46	333.55	5.5
153.088	658.8	2090.3	2754.0	1.9040	4.8854	6.7748	1.0971	325.40	326.49	5.6
153.568	661.7	2086.8	2755.5	1.9116	4.8731	6.7676	1.0979	318.46	319.55	5.7
154.043	664.6	2083.2	2756.9	1.9192	4.8609	6.7605	1.0987	311.64	312.73	5.8
154.513	667.5	2079.5	2758.2	1.9268	4.8488	6.7534	1.0995	304.94	306.03	5.9
154.978	670.4	2075.7	2759.5	1.9344	4.8368	6.7464	1.1003	298.36	299.45	6.0
155.438	673.2	2071.8	2760.8	1.9420	4.8249	6.7394	1.1011	291.89	292.98	6.1
155.893	676.0	2067.8	2762.0	1.9496	4.8131	6.7325	1.1019	285.54	286.63	6.2
156.343	678.8	2063.7	2763.2	1.9572	4.8014	6.7256	1.1027	279.30	280.39	6.3
156.788	681.5	2059.5	2764.3	1.9648	4.7898	6.7187	1.1035	273.16	274.25	6.4
157.228	684.3	2055.2	2765.4	1.9724	4.7783	6.7119	1.1043	267.12	268.21	6.5
157.663	686.8	2050.9	2766.4	1.9800	4.7669	6.7052	1.1051	261.18	262.27	6.6
158.093	689.2	2046.5	2767.5	1.9876	4.7556	6.6985	1.1059	255.34	256.43	6.7
158.518	691.7	2042.0	2768.5	1.9952	4.7444	6.6919	1.1067	249.60	250.69	6.8
158.938	694.1	2037.5	2769.4	2.0028	4.7333	6.6853	1.1075	243.96	245.05	6.9
159.353	696.5	2032.9	2770.4	2.0104	4.7223	6.6788	1.1083	238.42	239.51	7.0
159.763	698.8	2028.2	2771.3	2.0180	4.7114	6.6723	1.1091	232.98	234.07	7.1
160.168	701.1	2023.4	2772.1	2.0256	4.7006	6.6658	1.1099	227.64	228.73	7.2
160.568	703.4	2018.5	2773.0	2.0332	4.6899	6.6593	1.1107	222.39	223.48	7.3
160.963	705.7	2013.5	2773.8	2.0408	4.6793	6.6528	1.1115	217.24	218.33	7.4
161.353	707.9	2008.4	2774.6	2.0484	4.6688	6.6463	1.1123	212.18	213.27	7.5
161.738	710.1	2003.2	2775.4	2.0560	4.6584	6.6398	1.1131	207.22	208.31	7.6
162.118	712.3	1997.9	2776.2	2.0636	4.6481	6.6333	1.1139	202.36	203.45	7.7
162.493	714.5	1992.5	2776.9	2.0712	4.6379	6.6268	1.1147	197.59	198.68	7.8
162.863	716.7	1987.0	2777.5	2.0788	4.6278	6.6203	1.1155	192.91	194.00	7.9
163.228	718.8	1981.4	2778.1	2.0864	4.6178	6.6138	1.1163	188.32	189.41	8.0
163.588	720.9	1975.7	2778.6	2.0940	4.6079	6.6073	1.1171	183.82	184.91	8.1
163.943	722.9	1969.9	2779.1	2.1016	4.5981	6.6008	1.1179	179.40	180.49	8.2
164.293	724.9	1964.0	2779.5	2.1092	4.5884	6.5943	1.1187	175.06	176.15	8.3
164.638	726.8	1958.0	2779.9	2.1168	4.5788	6.5878	1.1195	170.80	171.89	8.4
164.978	728.7	1951.9	2780.2	2.1244	4.5693	6.5813	1.1203	166.62	167.71	8.5
165.313	730.5	1945.7	2780.5	2.1320	4.5599	6.5748	1.1211	162.52	163.61	8.6
165.643	732.3	1939.4	2780.8	2.1396	4.5506	6.5683	1.1219	158.50	159.59	8.7
165.968	734.0	1933.0	2781.0	2.1472	4.5414	6.5618	1.1227	154.56	155.65	8.8
166.288	735.7	1926.5	2781.2	2.1548	4.5323	6.5553	1.1235	150.69	151.78	8.9
166.603	737.4	1920.0	2781.4	2.1624	4.5233	6.5488	1.1243	146.89	147.98	9.0
166.913	739.0	1913.4	2781.6	2.1700	4.5144	6.5423	1.1251	143.16	144.25	9.1
167.218	740.6	1906.7	2781.7	2.1776	4.5056	6.5358	1.1259	139.50	140.59	9.2
167.518	742.1	1900.0	2781.8	2.1852	4.4969	6.5293	1.1267	135.91	137.00	9.3
167.813	743.6	1893.2	2781.9	2.1928	4.4883	6.5228	1.1275	132.39	133.48	9.4
168.103	745.0	1886.4	2782.0	2.2004	4.4798	6.5163	1.1283	128.94	130.03	9.5
168.388	746.4	1879.5	2782.1	2.2080	4.4714	6.5098	1.1291	125.56	126.65	9.6
168.668	747.8	1872.5	2782.2	2.2156	4.4631	6.5033	1.1299	122.25	123.34	9.7
168.943	749.1	1865.4	2782.3	2.2232	4.4549	6.4968	1.1307	119.00	120.09	9.8
169.213	750.4	1858.2	2782.4	2.2308	4.4468	6.4903	1.1315	115.82	117.00	9.9
169.478	751.7	1850.9	2782.5	2.2384	4.4388	6.4838	1.1323	112.70	113.97	10.0

Temp. °C	Specific Enthalpy kJ/kg			Specific Entropy kJ/kg °C			Specific Volume cm ³ /kg			Abs. Press. bar
<i>t_s</i>	<i>h_f</i>	<i>h_{fg}</i>	<i>h_g</i>	<i>s_f</i>	<i>s_{fg}</i>	<i>s_g</i>	<i>v_f</i>	<i>v_{fg}</i>	<i>v_g</i>	<i>p_s</i>
179.884	762.6	2013.6	2776.2	2.1382	4.4446	6.5828	1.1274	193.17	194.29	10.0
182.015	772.0	2005.9	2778.0	2.1588	4.4071	6.5659	1.1303	184.32	185.45	10.5
184.067	781.1	1998.5	2779.7	2.1786	4.3711	6.5497	1.1331	176.25	177.38	11.0
186.048	789.9	1991.3	2781.3	2.1977	4.3366	6.5342	1.1359	168.86	169.99	11.5
187.961	798.4	1984.3	2782.7	2.2161	4.3033	6.5194	1.1386	162.06	163.20	12.0
189.814	806.7	1977.4	2784.1	2.2338	4.2712	6.5050	1.1412	155.79	156.93	12.5
191.809	814.7	1970.7	2785.4	2.2510	4.2403	6.4913	1.1438	149.98	151.13	13.0
193.350	822.5	1964.2	2786.6	2.2676	4.2104	6.4779	1.1464	144.59	145.74	13.5
195.042	830.1	1957.7	2787.8	2.2837	4.1814	6.4651	1.1489	139.57	140.72	14.0
196.688	837.5	1951.4	2788.9	2.2993	4.1533	6.4526	1.1514	134.89	136.04	14.5
198.289	844.7	1945.2	2789.9	2.3145	4.1261	6.4406	1.1538	130.50	131.66	15.0
199.850	851.7	1939.2	2790.8	2.3292	4.0996	6.4289	1.1563	126.39	127.55	15.5
201.372	858.6	1933.2	2791.7	2.3436	4.0739	6.4175	1.1586	122.53	123.69	16.0
202.857	865.3	1927.3	2792.6	2.3576	4.0489	6.4065	1.1610	118.89	120.05	16.5
204.307	871.8	1921.5	2793.4	2.3713	4.0245	6.3957	1.1633	115.46	116.62	17.0
205.725	878.3	1915.9	2794.1	2.3846	4.0007	6.3853	1.1656	112.22	113.38	17.5
207.111	884.6	1910.3	2794.8	2.3976	3.9775	6.3751	1.1678	109.15	110.32	18.0
208.468	890.7	1904.7	2795.5	2.4103	3.9548	6.3651	1.1700	106.24	107.41	18.5
209.797	896.8	1899.3	2796.1	2.4228	3.9326	6.3554	1.1723	103.48	104.65	19.0
211.099	902.8	1893.9	2796.7	2.4349	3.9110	6.3459	1.1744	100.86	102.03	19.5
212.375	908.6	1888.6	2797.2	2.4469	3.8898	6.3366	1.1766	98.359	99.536	20.0
213.626	914.3	1883.4	2797.7	2.4585	3.8690	6.3276	1.1787	95.980	97.158	20.5
214.855	920.0	1878.2	2798.2	2.4700	3.8487	6.3187	1.1809	93.709	94.890	21.0
216.060	925.5	1873.1	2798.6	2.4812	3.8288	6.3100	1.1830	91.540	92.723	21.5
217.244	931.0	1868.1	2799.1	2.4922	3.8093	6.3015	1.1850	89.467	90.652	22.0
218.408	936.3	1863.1	2799.4	2.5030	3.7901	6.2931	1.1871	87.482	88.669	22.5
219.552	941.6	1858.2	2799.8	2.5136	3.7713	6.2849	1.1891	85.580	86.769	23.0
220.676	946.8	1853.3	2800.1	2.5241	3.7526	6.2769	1.1912	83.757	84.948	23.5
221.783	951.9	1848.5	2800.4	2.5343	3.7347	6.2690	1.1932	82.006	83.199	24.0
222.871	957.0	1843.7	2800.7	2.5444	3.7168	6.2612	1.1952	80.325	81.520	24.5
223.943	962.0	1839.0	2800.9	2.5543	3.6993	6.2536	1.1972	78.708	79.905	25.0
224.998	966.9	1834.3	2801.2	2.5640	3.6821	6.2461	1.1991	77.153	78.352	25.5
226.037	971.7	1829.6	2801.4	2.5736	3.6651	6.2387	1.2011	75.655	76.856	26.0
227.061	976.5	1825.1	2801.6	2.5831	3.6484	6.2315	1.2030	74.212	75.415	26.5
228.071	981.2	1820.5	2801.7	2.5924	3.6320	6.2244	1.2050	72.820	74.025	27.0
229.066	985.9	1816.0	2801.9	2.6016	3.6158	6.2173	1.2069	71.477	72.684	27.5
230.047	990.5	1811.5	2802.0	2.6106	3.5998	6.2104	1.2088	70.180	71.389	28.0
231.014	995.0	1807.1	2802.1	2.6195	3.5841	6.2036	1.2107	68.927	70.138	28.5
231.969	999.5	1802.6	2802.2	2.6283	3.5686	6.1969	1.2126	67.716	68.928	29.0
232.911	1004.0	1798.3	2802.2	2.6370	3.5533	6.1902	1.2145	66.544	67.758	29.5
233.841	1008.4	1793.9	2802.3	2.6455	3.5382	6.1837	1.2163	65.410	66.626	30.0
234.759	1012.7	1789.6	2802.3	2.6539	3.5233	6.1773	1.2182	64.312	65.530	30.5
235.666	1017.0	1785.4	2802.3	2.6623	3.5087	6.1709	1.2200	63.247	64.467	31.0
236.561	1021.2	1781.1	2802.3	2.6705	3.4942	6.1646	1.2219	62.216	63.438	31.5
237.445	1025.4	1776.9	2802.3	2.6786	3.4799	6.1585	1.2237	61.215	62.439	32.0
238.319	1029.6	1772.7	2802.3	2.6866	3.4657	6.1523	1.2255	60.244	61.470	32.5
239.183	1033.7	1768.6	2802.3	2.6945	3.4518	6.1463	1.2273	59.302	60.529	33.0
240.037	1037.8	1764.4	2802.2	2.7023	3.4380	6.1403	1.2292	58.385	59.615	33.5
240.881	1041.8	1760.3	2802.1	2.7101	3.4244	6.1344	1.2310	57.497	58.728	34.0
241.715	1045.8	1756.2	2802.1	2.7177	3.4109	6.1286	1.2327	56.632	57.865	34.5
242.541	1049.8	1752.2	2802.0	2.7253	3.3976	6.1228	1.2345	55.791	57.025	35.0
243.357	1053.7	1748.2	2801.8	2.7327	3.3844	6.1171	1.2363	54.973	56.209	35.5
244.164	1057.6	1744.2	2801.7	2.7401	3.3714	6.1115	1.2381	54.176	55.415	36.0
244.963	1061.4	1740.2	2801.6	2.7474	3.3585	6.1059	1.2398	53.401	54.641	36.5
245.754	1065.2	1736.2	2801.4	2.7547	3.3458	6.1004	1.2416	52.646	53.888	37.0
246.536	1069.0	1732.3	2801.3	2.7618	3.3332	6.0950	1.2434	51.910	53.154	37.5
247.311	1072.7	1728.4	2801.1	2.7689	3.3207	6.0896	1.2451	51.193	52.433	38.0
248.077	1076.4	1724.5	2800.9	2.7759	3.3083	6.0842	1.2469	50.494	51.741	38.5
248.836	1080.1	1720.5	2800.8	2.7829	3.2961	6.0789	1.2486	49.812	51.061	39.0
249.588	1083.8	1716.6	2800.5	2.7897	3.2840	6.0737	1.2503	49.147	50.397	39.5
250.333	1087.4	1712.9	2800.3	2.7965	3.2720	6.0685	1.2521	48.497	49.749	40.0

Temp. °C	Specific Enthalpy kJ/kg			Specific Entropy kJ/kg °C			Specific Volume dm ³ /kg			Abs. Press. bar
	h_f	h_{fg}	h_g	s_f	s_{fg}	s_g	v_f	v_{fg}	v_g	
250.333	1087.4	1712.9	2800.3	2.7965	3.2720	6.0685	1.2521	48.497	49.749	40.0
251.800	1094.6	1705.3	2799.9	2.8099	3.2483	6.0583	1.2555	47.244	48.500	41.0
253.241	1101.6	1697.8	2799.4	2.8231	3.2251	6.0482	1.2589	46.049	47.307	42.0
254.656	1108.5	1690.3	2798.9	2.8360	3.2023	6.0383	1.2623	44.906	46.168	43.0
256.045	1115.4	1682.9	2798.3	2.8487	3.1799	6.0286	1.2657	43.814	45.080	44.0
257.411	1122.1	1675.6	2797.7	2.8612	3.1579	6.0191	1.2691	42.768	44.037	45.0
258.753	1128.8	1668.3	2797.0	2.8735	3.1362	6.0097	1.2725	41.766	43.039	46.0
260.074	1135.3	1661.1	2796.4	2.8855	3.1149	6.0004	1.2758	40.805	42.081	47.0
261.373	1141.8	1653.9	2795.7	2.8974	3.0939	5.9913	1.2792	39.882	41.161	48.0
262.652	1148.2	1646.8	2794.9	2.9091	3.0733	5.9823	1.2825	38.995	40.278	49.0
263.911	1154.5	1639.7	2794.2	2.9206	3.0529	5.9735	1.2858	38.143	39.429	50.0
265.151	1160.7	1632.7	2793.4	2.9319	3.0328	5.9648	1.2891	37.322	38.611	51.0
266.373	1166.8	1625.7	2792.6	2.9431	3.0130	5.9561	1.2924	36.532	37.824	52.0
267.576	1172.9	1618.8	2791.7	2.9541	2.9935	5.9476	1.2957	35.770	37.066	53.0
268.763	1178.9	1611.9	2790.8	2.9650	2.9742	5.9392	1.2990	35.035	36.334	54.0
269.932	1184.9	1605.0	2789.9	2.9757	2.9552	5.9309	1.3023	34.326	35.628	55.0
271.086	1190.8	1598.2	2789.0	2.9863	2.9364	5.9227	1.3056	33.641	34.947	56.0
272.224	1196.6	1591.4	2788.0	2.9967	2.9179	5.9146	1.3089	32.979	34.288	57.0
273.347	1202.3	1584.7	2787.0	3.0071	2.8995	5.9066	1.3121	32.339	33.651	58.0
274.455	1208.0	1578.0	2786.0	3.0172	2.8814	5.8986	1.3154	31.719	33.035	59.0
275.550	1213.7	1571.3	2785.0	3.0273	2.8635	5.8908	1.3187	31.119	32.438	60.0
276.630	1219.3	1564.7	2784.0	3.0372	2.8458	5.8830	1.3219	30.538	31.860	61.0
277.697	1224.8	1558.0	2782.9	3.0471	2.8283	5.8753	1.3252	29.975	31.300	62.0
278.750	1230.3	1551.5	2781.8	3.0568	2.8109	5.8677	1.3285	29.429	30.757	63.0
279.791	1235.7	1544.9	2780.6	3.0664	2.7938	5.8601	1.3317	28.899	30.230	64.0
280.820	1241.1	1538.4	2779.5	3.0759	2.7768	5.8527	1.3350	28.384	29.719	65.0
281.837	1246.5	1531.9	2778.3	3.0853	2.7600	5.8452	1.3382	27.885	29.223	66.0
282.842	1251.8	1525.4	2777.1	3.0946	2.7433	5.8379	1.3415	27.399	28.741	67.0
283.835	1257.0	1518.9	2775.9	3.1038	2.7268	5.8306	1.3448	26.927	28.272	68.0
284.818	1262.2	1512.5	2774.7	3.1129	2.7105	5.8233	1.3480	26.468	27.817	69.0
285.790	1267.4	1506.0	2773.5	3.1219	2.6943	5.8162	1.3513	26.022	27.373	70.0
286.751	1272.5	1499.6	2772.2	3.1308	2.6782	5.8090	1.3546	25.588	26.942	71.0
287.702	1277.6	1493.3	2770.9	3.1397	2.6623	5.8020	1.3579	25.164	26.522	72.0
288.643	1282.7	1486.9	2769.6	3.1484	2.6465	5.7949	1.3611	24.752	26.113	73.0
289.574	1287.7	1480.5	2768.2	3.1571	2.6309	5.7880	1.3644	24.351	25.715	74.0
290.496	1292.7	1474.2	2766.9	3.1657	2.6153	5.7810	1.3677	23.959	25.327	75.0
291.408	1297.6	1467.9	2765.5	3.1742	2.5999	5.7742	1.3710	23.578	24.949	76.0
292.311	1302.5	1461.6	2764.2	3.1827	2.5846	5.7672	1.3743	23.205	24.580	77.0
293.205	1307.4	1455.3	2762.8	3.1911	2.5695	5.7605	1.3776	22.842	24.220	78.0
294.091	1312.3	1449.1	2761.3	3.1994	2.5544	5.7538	1.3809	22.487	23.868	79.0
294.968	1317.1	1442.8	2759.9	3.2076	2.5395	5.7471	1.3842	22.141	23.525	80.0
295.836	1321.9	1436.6	2758.4	3.2158	2.5246	5.7404	1.3876	21.803	23.190	81.0
296.697	1326.6	1430.3	2757.0	3.2239	2.5099	5.7338	1.3909	21.472	22.863	82.0
297.549	1331.4	1424.1	2755.5	3.2320	2.4952	5.7272	1.3942	21.149	22.544	83.0
298.394	1336.1	1417.9	2754.0	3.2399	2.4807	5.7206	1.3976	20.834	22.231	84.0
299.231	1340.7	1411.7	2752.5	3.2479	2.4663	5.7141	1.4009	20.525	21.926	85.0
300.061	1345.4	1405.5	2750.9	3.2557	2.4519	5.7076	1.4043	20.223	21.627	86.0
300.882	1350.0	1399.3	2749.4	3.2636	2.4376	5.7012	1.4077	19.927	21.335	87.0
301.697	1354.6	1393.2	2747.8	3.2713	2.4235	5.6948	1.4111	19.638	21.049	88.0
302.505	1359.2	1387.0	2746.2	3.2790	2.4094	5.6884	1.4144	19.355	20.769	89.0
303.306	1363.7	1380.9	2744.6	3.2867	2.3953	5.6820	1.4178	19.078	20.495	90.0
304.100	1368.3	1374.7	2743.0	3.2943	2.3814	5.6757	1.4213	18.806	20.227	91.0
304.887	1372.8	1368.6	2741.4	3.3018	2.3676	5.6694	1.4247	18.540	19.964	92.0
305.668	1377.2	1362.5	2739.7	3.3093	2.3538	5.6631	1.4281	18.279	19.707	93.0
306.443	1381.7	1356.3	2738.0	3.3168	2.3401	5.6568	1.4316	18.023	19.455	94.0
307.211	1386.1	1350.2	2736.4	3.3242	2.3264	5.6506	1.4350	17.773	19.208	95.0
307.973	1390.6	1344.1	2734.7	3.3315	2.3129	5.6444	1.4385	17.527	18.965	96.0
308.729	1395.0	1338.0	2733.0	3.3388	2.2994	5.6382	1.4420	17.286	18.728	97.0
309.479	1399.3	1331.9	2731.2	3.3461	2.2859	5.6321	1.4455	17.049	18.494	98.0
310.222	1403.7	1325.8	2729.5	3.3534	2.2726	5.6259	1.4490	16.817	18.266	99.0
310.961	1408.0	1319.7	2727.7	3.3605	2.2593	5.6198	1.4525	16.589	18.041	100.0

Temp. °C	Specific Enthalpy kJ/kg			Specific Entropy kJ/kg °C			Specific Volume dm ³ /kg			Abs. Press. bar
t_s	h_f	h_{fg}	h_g	s_f	s_{fg}	s_g	v_f	v_{fg}	v_g	p_s
310.961	1408.0	1319.7	2727.7	3.3605	2.2593	5.6198	1.4525	16.589	18.041	100.0
312.420	1416.7	1307.5	2724.2	3.3748	2.2328	5.6076	1.4596	16.145	17.605	102.0
313.858	1425.2	1295.3	2720.6	3.3889	2.2066	5.5955	1.4668	15.717	17.184	104.0
315.274	1433.7	1283.1	2716.9	3.4029	2.1806	5.5835	1.4740	15.304	16.778	106.0
316.666	1442.2	1270.9	2713.1	3.4167	2.1548	5.5715	1.4813	14.904	16.385	108.0
318.045	1450.6	1258.7	2709.3	3.4304	2.1291	5.5595	1.4887	14.517	16.006	110.0
319.402	1458.9	1246.5	2705.4	3.4440	2.1036	5.5476	1.4962	14.143	15.639	112.0
320.740	1467.2	1234.3	2701.5	3.4574	2.0783	5.5357	1.5037	13.781	15.284	114.0
322.059	1475.4	1222.0	2697.4	3.4708	2.0531	5.5239	1.5113	13.429	14.940	116.0
323.361	1483.6	1209.7	2693.3	3.4840	2.0280	5.5121	1.5190	13.088	14.607	118.0
324.646	1491.8	1197.4	2689.2	3.4972	2.0030	5.5002	1.5268	12.756	14.283	120.0
325.913	1499.9	1185.0	2684.9	3.5102	1.9782	5.4884	1.5346	12.434	13.969	122.0
327.165	1508.0	1172.6	2680.6	3.5232	1.9533	5.4765	1.5426	12.121	13.664	124.0
328.401	1516.0	1160.1	2676.1	3.5360	1.9286	5.4646	1.5507	11.816	13.367	126.0
329.621	1524.0	1147.6	2671.6	3.5488	1.9039	5.4527	1.5589	11.519	13.078	128.0
330.827	1532.0	1135.0	2667.0	3.5616	1.8792	5.4408	1.5672	11.230	12.797	130.0
332.018	1540.0	1122.3	2662.3	3.5742	1.8546	5.4288	1.5756	10.948	12.523	132.0
333.194	1547.9	1109.5	2657.4	3.5868	1.8300	5.4168	1.5842	10.672	12.256	134.0
334.357	1555.8	1096.7	2652.5	3.5993	1.8053	5.4047	1.5928	10.404	11.996	136.0
335.506	1563.7	1083.8	2647.5	3.6118	1.7807	5.3925	1.6017	10.144	11.743	138.0
336.641	1571.6	1070.7	2642.4	3.6242	1.7560	5.3803	1.6106	9.884	11.495	140.0
337.764	1579.5	1057.6	2637.1	3.6366	1.7313	5.3679	1.6197	9.634	11.253	142.0
338.874	1587.4	1044.4	2631.8	3.6490	1.7066	5.3555	1.6290	9.388	11.017	144.0
339.972	1595.3	1031.0	2626.3	3.6613	1.6818	5.3431	1.6385	9.148	10.786	146.0
341.057	1603.1	1017.6	2620.7	3.6726	1.6569	5.3305	1.6481	8.913	10.561	148.0
342.131	1611.0	1004.0	2615.0	3.6859	1.6320	5.3178	1.6579	8.682	10.340	150.0
343.193	1618.9	990.3	2609.2	3.6981	1.6070	5.3051	1.6679	8.457	10.125	152.0
344.243	1626.8	976.5	2603.3	3.7103	1.5819	5.2922	1.6782	8.2355	9.9136	154.0
345.282	1634.7	962.6	2597.3	3.7226	1.5567	5.2793	1.6886	8.0186	9.7072	156.0
346.311	1642.6	948.5	2591.1	3.7348	1.5314	5.2663	1.6993	7.8059	9.5053	158.0
347.328	1650.5	934.3	2584.9	3.7471	1.5060	5.2531	1.7103	7.5973	9.3076	160.0
348.335	1658.5	920.0	2578.5	3.7594	1.4806	5.2399	1.7215	7.3926	9.1141	162.0
349.332	1666.5	905.6	2572.1	3.7717	1.4550	5.2267	1.7331	7.1916	8.9248	164.0
350.319	1674.5	891.0	2565.5	3.7842	1.4290	5.2132	1.7447	6.9938	8.7385	166.0
351.295	1683.0	875.6	2558.6	3.7974	1.4021	5.1994	1.7569	6.7966	8.5535	168.0
352.262	1691.7	859.9	2551.6	3.8107	1.3748	5.1855	1.7696	6.6015	8.3710	170.0
353.220	1700.4	844.0	2544.4	3.8240	1.3473	5.1713	1.7826	6.4086	8.1913	172.0
354.168	1709.0	828.1	2537.1	3.8372	1.3198	5.1570	1.7961	6.2179	8.0140	174.0
355.106	1717.6	811.9	2529.1	3.8507	1.2922	5.1425	1.8101	6.0293	7.8395	176.0
356.036	1726.2	795.6	2521.3	3.8635	1.2643	5.1278	1.8247	5.8427	7.6674	178.0
356.957	1734.8	779.1	2513.9	3.8765	1.2362	5.1128	1.8399	5.6579	7.4977	180.0
357.868	1743.4	762.3	2505.8	3.8896	1.2079	5.0975	1.8556	5.4746	7.3302	182.0
358.771	1752.1	745.3	2497.4	3.9028	1.1792	5.0820	1.8721	5.2926	7.1647	184.0
359.666	1760.9	727.9	2488.8	3.9160	1.1501	5.0661	1.8893	5.1117	7.0009	186.0
360.552	1769.7	710.1	2479.8	3.9294	1.1205	5.0498	1.9072	4.9314	6.8386	188.0
361.431	1778.7	692.0	2470.6	3.9429	1.0903	5.0332	1.9260	4.7515	6.6775	190.0
362.301	1787.8	673.3	2461.1	3.9566	1.0594	5.0160	1.9458	4.5715	6.5173	192.0
363.167	1797.0	654.1	2451.1	3.9706	1.0278	4.9983	1.9666	4.3902	6.3576	194.0
364.017	1806.5	634.2	2440.7	3.9849	0.9951	4.9800	1.9886	4.2082	6.1970	196.0
364.861	1816.3	613.5	2429.8	3.9996	0.9614	4.9611	2.0120	4.0257	6.0378	198.0
365.701	1826.5	591.9	2418.4	4.0149	0.9263	4.9412	2.0370	3.8396	5.8757	200.0
366.533	1837.0	569.2	2406.2	4.0308	0.8897	4.9204	2.0639	3.6499	5.7138	202.0
367.356	1848.1	545.1	2393.3	4.0474	0.8510	4.8984	2.0931	3.4563	5.5485	204.0
368.173	1859.9	519.5	2379.4	4.0651	0.8099	4.8750	2.1252	3.2542	5.3794	206.0
368.982	1872.5	491.7	2364.2	4.0841	0.7657	4.8498	2.1609	3.0441	5.2051	208.0
369.784	1886.3	461.3	2347.6	4.1048	0.7175	4.8223	2.2015	2.8219	5.0235	210.0
370.580	1901.5	427.4	2328.9	4.1279	0.6639	4.7917	2.2488	2.5926	4.8314	212.0
371.368	1919.0	388.4	2307.4	4.1543	0.6026	4.7569	2.3061	2.3178	4.6239	214.0
372.149	1939.9	341.6	2281.6	4.1861	0.5293	4.7154	2.3793	2.0126	4.3910	216.0
372.924	1967.2	280.8	2248.0	4.2276	0.4346	4.6622	2.4832	1.6320	4.1152	218.0
373.692	2011.1	184.5	2195.6	4.2947	0.2852	4.5799	2.6714	1.0565	3.7279	220.0
374.150	2107.4	0.0	2107.4	4.4429	0.0	4.4429	3.1700	0.0	3.1700	221.0



$$\text{Measured Heat Rate} = \frac{96,600 \times 812.50 - 93,771 \times 183.34 - 0,214 \times 672.80 - 4,025 \times 128.63 + 1,196 \times 30.00}{22,736}$$

$$= 2669.71 \text{ kcal/kWh (32.21 \%)}$$

INDONESIA SURABAYA P/S

Steam Turbine-Generator Unit #4 Heat Balance Diagram

22.5 MW_T Load, Performance Test, Measured Base